



ESTUDIO TEÓRICO Y EXPERIMENTAL DE LA SOLUCIÓN ACUOSA DE NITRATOS DE LITIO, SODIO Y POTASIO COMO FLUIDO DE TRABAJO EN ENFRIADORAS DE AGUA DE ABSORCIÓN CON ACCIONAMIENTO A ALTA TEMPERATURA

Maria Eugenia Álvarez Bermúdez

Dipòsit Legal: T.1002-2013

ADVERTIMENT. L'accés als continguts d'aquesta tesi doctoral i la seva utilització ha de respectar els drets de la persona autora. Pot ser utilitzada per a consulta o estudi personal, així com en activitats o materials d'investigació i docència en els termes establerts a l'art. 32 del Text Refós de la Llei de Propietat Intel·lectual (RDL 1/1996). Per altres utilitzacions es requereix l'autorització prèvia i expressa de la persona autora. En qualsevol cas, en la utilització dels seus continguts caldrà indicar de forma clara el nom i cognoms de la persona autora i el títol de la tesi doctoral. No s'autoritza la seva reproducció o altres formes d'explotació efectuades amb finalitats de lucre ni la seva comunicació pública des d'un lloc aliè al servei TDX. Tampoc s'autoritza la presentació del seu contingut en una finestra o marc aliè a TDX (framing). Aquesta reserva de drets afecta tant als continguts de la tesi com als seus resums i índexs.

ADVERTENCIA. El acceso a los contenidos de esta tesis doctoral y su utilización debe respetar los derechos de la persona autora. Puede ser utilizada para consulta o estudio personal, así como en actividades o materiales de investigación y docencia en los términos establecidos en el art. 32 del Texto Refundido de la Ley de Propiedad Intelectual (RDL 1/1996). Para otros usos se requiere la autorización previa y expresa de la persona autora. En cualquier caso, en la utilización de sus contenidos se deberá indicar de forma clara el nombre y apellidos de la persona autora y el título de la tesis doctoral. No se autoriza su reproducción u otras formas de explotación efectuadas con fines lucrativos ni su comunicación pública desde un sitio ajeno al servicio TDR. Tampoco se autoriza la presentación de su contenido en una ventana o marco ajeno a TDR (framing). Esta reserva de derechos afecta tanto al contenido de la tesis como a sus resúmenes e índices.

WARNING. Access to the contents of this doctoral thesis and its use must respect the rights of the author. It can be used for reference or private study, as well as research and learning activities or materials in the terms established by the 32nd article of the Spanish Consolidated Copyright Act (RDL 1/1996). Express and previous authorization of the author is required for any other uses. In any case, when using its content, full name of the author and title of the thesis must be clearly indicated. Reproduction or other forms of for profit use or public communication from outside TDX service is not allowed. Presentation of its content in a window or frame external to TDX (framing) is not authorized either. These rights affect both the content of the thesis and its abstracts and indexes.

MARÍA EUGENIA ÁLVAREZ BERMÚDEZ

**ESTUDIO TEÓRICO Y EXPERIMENTAL DE LA
SOLUCIÓN ACUOSA DE NITRATOS DE LITIO,
SODIO Y POTASIO COMO FLUIDO DE TRABAJO
EN ENFRIADORAS DE AGUA DE ABSORCIÓN
CON ACCIONAMIENTO A ALTA TEMPERATURA**

TESIS DOCTORAL

Dirigida por:

Dr. Mahmoud Bourouis

Dr. Francisco Javier Esteve

Departamento de Ingeniería Mecánica



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI

Tarragona, Enero 2013



UNIVERSITAT
ROVIRA I VIRGILI
DEPARTAMENT D'ENGINYERIA MECÀNICA

Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química (ETSEQ)
Av Països Catalans 26, 43007 Tarragona (Spain)

Los abajo firmantes Dr. Mahmoud Bourouis, Profesor Agregado del Departamento d'Enginyeria Mecànica, y Dr. Francisco Javier Esteve, Profesor Titular de Universidad del Departamento d'Enginyeria Mecànica de la Universitat Rovira i Virgili,

CERTIFICAN:

Que el presente trabajo titulado:

ESTUDIO TEÓRICO Y EXPERIMENTAL DE LA SOLUCIÓN ACUOSA DE NITRATOS DE LITIO, SODIO Y POTASIO COMO FLUIDO DE TRABAJO EN ENFRIADORAS DE AGUA DE ABSORCIÓN CON ACCIONAMIENTO A ALTA TEMPERATURA

que presenta la Sra. María Eugenia Álvarez Bermúdez, para optar al grado de Doctor de la Universitat Rovira i Virgili, ha sido realizado bajo su dirección inmediata, y que todos los resultados han sido obtenidos de las experiencias realizadas por el mencionado doctorando y que cumple los requisitos para poder optar a la Mención Internacional.

Que este trabajo ha sido realizado en el marco del proyecto de investigación titulado:

“Mezclas acuosas de nitratos y nitritos alcalinos para sistemas de climatización por absorción con accionamiento a alta temperatura (Ministerio de Ciencia e Innovación, ENE2007-65541) (octubre 2007- marzo 2012)”.

Y para que así conste a los efectos oportunos, firmamos este documento.

Tarragona, 10 de Enero de 2013.

Agradecimientos

En primer lugar quiero agradecer a los directores de esta tesis doctoral: Dr. Mahmoud Bourouis por su asistencia y orientación constante, por haberme permitido desarrollar mis ideas y mejorar mis habilidades como investigadora; y al Dr. Xavier Esteve por la dirección de este trabajo, por sus comentarios y aportes a lo largo de estos años de esta investigación.

Al Ministerio de Ciencia e Innovación de España por la concesión de una beca de investigación (BES-2008-006253) para realizar este trabajo en el marco del Plan Nacional I+D+i con el proyecto “Mezclas acuosas de nitratos y nitritos alcalinos para sistemas de climatización por absorción con accionamiento a alta temperatura”. Y por la ayuda de movilidad recibida para la realización de la estancia internacional.

Al Centro de Innovación Tecnológica CREVER en cuyas instalaciones se han realizado los trabajos que dieron lugar a esta tesis.

Quiero agradecer especialmente al Dr. Alfredo Hernández del Centro de Investigación en Ingeniería y Ciencias Aplicadas (CIICAp) de la Universidad Autónoma de Morelos (México), por la oportunidad de realizar una estancia en su grupo de investigación y sus importantes aportaciones al trabajo realizado. También, quiero expresar mi gratitud al Dr. David Juárez-Romero de este mismo centro de investigación, por su valiosa contribución en la modelización del absorbedor.

A todos los compañeros y amigos dentro del grupo de investigación CREVER quienes compartieron conmigo varios años, en especial a Cesar Oronel y mis compañeros de la Planta Piloto, Carlos Amaris y Luis Mendoza, por su compañía y apoyo. A Jerko Labus por su valiosa colaboración.

También un sincero agradecimiento a los técnicos del departamento de Ingeniería Mecánica, José Rodríguez y Vicenç Puig, por su colaboración en el mantenimiento y reparación de los equipos de la instalación experimental y a María José Sánchez por su asistencia técnica y amistad.

A Rubén Anzart, muchas gracias por tu cariño y comprensión incondicional durante estos años. A mis padres y hermanos por apoyarme en cada etapa de mi vida, especialmente en estos años lejos de casa. A mis sobrinos por ser mi alegría e inspiración.

Resumen

Actualmente, el ahorro energético es uno de los objetivos de la política energética de la mayoría de los países industrializados. Esta tendencia apunta a reforzar las políticas de eficiencia energética y el desarrollo de sistemas de producción de energía más respetuosos con el medio ambiente. Cuando se dispone de fuentes de energía térmica, el uso de las tecnologías de refrigeración por absorción representa una alternativa atractiva a los sistemas eléctricos de compresión mecánica convencionales. Asimismo, estas tecnologías pueden permitir el aprovechamiento del potencial térmico de las fuentes de energía a alta temperatura y reducir problemas relacionados con el medio ambiente, como el llamado efecto invernadero de las emisiones de CO_2 procedentes de la combustión de combustibles fósiles en las centrales eléctricas.

A pesar de su amplio potencial de ahorro energético y bajo impacto ambiental, la utilización de los sistemas de refrigeración por absorción está muy por debajo de su potencial técnico y económico. Actualmente, los desarrollos tecnológicos más avanzados de estos sistemas se basan en enfriadoras de agua de doble-efecto con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo, cuyos valores del coeficiente de operación (COP) no son muy elevados, entre 1 y 1.3. El fluido de trabajo convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ presenta serios problemas de corrosión y descomposición térmica a temperaturas mayores de 150°C . Así, los ciclos de doble-efecto están limitados y no permiten aprovechar todo el potencial térmico de las fuentes de calor de alta temperatura. En la actualidad los sistemas de triple-efecto se encuentran desarrollados a nivel de prototipo, y sus mayores dificultades se encuentran en el fluido de trabajo y en los materiales de construcción que han de soportar temperaturas superiores a 150°C . Por este motivo, se propone el desarrollo de absorbentes para ser utilizados en ciclos de absorción de triple-efecto, que no sean corrosivos, sean estables térmicamente y permitan aprovechar al máximo el nivel térmico de fuentes de calor de alta temperatura.

Las combinaciones de H_2O (refrigerante) y mezclas ternarias de nitratos y nitritos alcalinos (absorbente) se han propuesto en la literatura como fluidos de trabajos potencialmente adecuados para este tipo de aplicaciones debido a que no son corrosivos y cuentan con gran estabilidad térmica hasta temperaturas de aproximadamente 260°C .

El objetivo de este trabajo es estudiar la solución acuosa de nitratos alcalinos $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ con composición másica porcentual de sales 53, 28 y 19, respectivamente, llamada “Alkitratos”, como fluido de trabajo en enfriadoras de agua de absorción, que utilicen H_2O como refrigerante, en configuraciones de triple-efecto capaces de operar a temperaturas de hasta 260°C . Estos ciclos están destinados a aplicaciones de climatización, con elevados valores de COP.

En una primera etapa, se ha realizado la determinación experimental, estimación y modelización de las propiedades termofísicas de varias soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos. Se ha estudiado a los Alkitratos (solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ con composición másica porcentual de sales 53, 28 y 19, respectivamente) y además se ha elegido la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ con composición másica porcentual de sales 53, 35 y 12 respectivamente, por su potencial para ser empleada en ciclos de refrigeración por absorción con accionamiento

a alta temperatura y mejor solubilidad que los Alkitratos. Se ha determinado experimentalmente la presión de vapor para las dos soluciones seleccionadas y se ha aplicado el método de Barker para la determinación de las composiciones en el equilibrio líquido-vapor. También, se han desarrollado modelos de redes neuronales artificiales (RNA) basados en datos experimentales obtenidos por nuestro grupo de investigación para la predicción de la densidad y viscosidad de las soluciones seleccionadas. Otras propiedades de las mezclas seleccionadas importantes en la evaluación y diseño de ciclos de refrigeración por absorción se han estimado por medio de correlaciones y métodos predictivos obtenidos de la bibliografía. En resumen, en esta etapa se ha creado una base de datos experimentales de las propiedades termofísicas y se han desarrollado correlaciones empíricas adicionales.

En segundo lugar, se ha realizado la simulación de la configuración del ciclo de refrigeración por absorción denominada “Ciclo con etapa de alta temperatura con Alkitratos”. Este ciclo consiste en un ciclo de doble-efecto de flujo paralelo con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo y un ciclo de simple-efecto con los Alkitratos como fluido de trabajo, acoplados por medio del intercambio de calor entre las corrientes externas. La solución de Alkitratos es limitada a la etapa de alta temperatura porque no posee un amplio rango de solubilidad. Se ha utilizado el programa ABSIM (Advanced Modular Simulation of Absorption Systems) para la simulación de los ciclos de refrigeración por absorción. Además, se ha realizado un análisis comparativo del funcionamiento teórico del ciclo con etapa de alta temperatura con Alkitratos con los ciclos de doble y triple-efecto que utilizan $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo. Los resultados mostraron que el ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos permite obtener valores del coeficiente de operación (COP) del orden de 1.73, mejorando la eficiencia de los ciclos de doble-efecto convencionales ($\text{COP}=1.26$) y consecuentemente obteniendo un mayor aprovechamiento de las fuentes de calor de alta temperatura. El ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos muestra una eficiencia ligeramente superior en comparación con el ciclo de triple-efecto con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ a temperaturas del generador mayores de 180°C . Sin embargo, la operación del ciclo de triple-efecto con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ por encima de 150°C presenta problemas de inestabilidad térmica y corrosión. Por otra parte, se ha propuesto la utilización de la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (53:35:12), debido a que tiene una temperatura de cristalización de aproximadamente 20°C inferior a los Alkitratos. Con esta solución de nitratos y nitritos alcalinos como fluido de trabajo, no se observan cambios sustanciales en los parámetros de desempeño del ciclo de triple-efecto en relación a los resultados obtenidos del ciclo con los Alkitratos como fluido de trabajo, sin embargo, se pueden alcanzar temperaturas superiores en el generador, sin presentar problemas de cristalización en las corrientes más críticas y así mejorar sustancialmente el aprovechamiento de la fuente de calor de alta temperatura.

Posteriormente, se ha diseñado y construido una instalación experimental para el estudio del proceso de absorción de las soluciones acuosas de nitratos alcalinos en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales en las condiciones de operación de un ciclo de refrigeración de absorción con accionamiento a alta temperatura. Se ha llevado a cabo un estudio de sensibilidad de las variables de operación del absorbedor y se ha evaluado una serie de parámetros de eficiencia del absorbedor, como son: el flujo de vapor absorbido, la carga térmica, la diferencia de concentración entre entrada y salida, el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor y los coeficientes de transferencia de calor y de masa de la

película descendente. El análisis de sensibilidad realizado muestra que los coeficientes de transferencia de calor y de masa y el flujo de vapor absorbido disminuyen con la temperatura del agua de enfriamiento y aumentan con los caudales de agua de enfriamiento y de solución, la presión del absorbedor y con la concentración de sal a la entrada del absorbedor. A las condiciones de operación establecidas en los ensayos, los valores obtenidos del flujo de vapor absorbido se encuentran en el rango de 2.83-6.55 g.m⁻².s⁻¹, el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente varía entre 631.9 y 1715.8 W.m⁻².°C⁻¹, mientras que el coeficiente de transferencia de masa se encuentra en el rango de (2.1-6.0)×10⁻⁵ m.s⁻¹.

A partir de la base de datos experimentales obtenida en el dispositivo experimental se ha desarrollado un modelo de redes neuronales artificiales (RNA) para la determinación de los parámetros de eficiencia de un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales que utiliza la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo. La estructura de la red neuronal consta de 6 variables de entrada: temperaturas de entrada de solución y del agua de enfriamiento, caudales de agua de enfriamiento y de solución a la entrada al absorbedor, presión del absorbedor y concentración de solución; y 4 variables de salida que permiten evaluar el desempeño del absorbedor: coeficientes de transferencia de calor y de masa, flujo de refrigerante absorbido y grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor. El algoritmo emplea la función de aprendizaje Levenberg-Marquardt, una función de transferencia tangencial hiperbólica (tansig) en la capa oculta y una lineal (purelin) en la capa de salida. La estructura de la red fue determinada por un procedimiento de prueba y error. La red neuronal desarrollada consta de 9 neuronas en la capa oculta. Los resultados muestran un buen ajuste entre los datos experimentales y estimados, lo cual indica que el modelo RNA es efectivo para predecir los parámetros de eficiencia del absorbedor. Además, de acuerdo al análisis de sensibilidad realizado, se demostró que la variable de mayor influencia sobre el funcionamiento del absorbedor es el caudal de solución.

Por último, se ha desarrollado un modelo físico del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales que utiliza los Alkitratos como fluido de trabajo y que acopla los procesos de transferencia de calor y de masa. El modelo matemático integra tres regímenes de flujo propuestos en la literatura (formación de gota, caída de gota y película descendente) y las nuevas propiedades termodinámicas de la solución obtenidas en este trabajo. El modelo predice el desempeño del absorbedor en diferentes condiciones de operación. Se ha realizado la comparación y validación de los resultados del modelo con los resultados experimentales mostrando una buena correspondencia.

Abstract

Energy saving is one of the objectives of energy policy in most industrialized countries nowadays. This trend points to enhance energy efficiency policies and the development of energy production systems that respect the environment. When thermal energy sources are available, the use of absorption refrigeration technologies represents an attractive alternative conventional mechanical compression systems. Also, these technologies can allow taking advantage of the thermal potential of high temperature heat sources and reducing environmental problems, such as the greenhouse effect of CO₂ emissions from the combustion of fossil fuels in power plants.

Despite its huge potential for energy savings and low environmental impact, the use of absorption refrigeration systems is well below its technical and economic potential. Currently, the most advanced technological developments are based on double-effect water chillers with H₂O/LiBr as working fluid whose COP (coefficient of performance) values are not high enough, between 1 and 1.3. The conventional working fluid H₂O/LiBr has serious problems regarding corrosion and thermal decomposition at temperatures above 150°C. Thus, the double-effect cycles are limited and do not take advantage of the full potential of high temperature heat sources. At present, triple-effect systems are developed at the prototype level and the greatest difficulties are related to the working fluid and the materials of construction which must withstand temperatures above 150°C. For this reason, we propose the development of absorbents suitable to triple-effect absorption refrigeration cycles. These absorbents should be non-corrosive, thermally stable, and allow taking advantage of the thermal potential of high temperature heat sources.

Mixtures of water (refrigerant) and alkaline nitrites and nitrate solutions (absorbent) are potentially useful for such applications because they are not corrosive and have high thermal stability up to temperatures of approximately 260°C.

The objective of this work is to study the solutions of alkaline nitrates, LiNO₃+KNO₃+NaNO₃ with a percentage mass composition in salts of 53, 28 and 19%, respectively, called “Alkitrate”, as a new working fluid for absorption chillers using water as refrigerant in triple-effect configurations that can operate up to temperatures of about 260°C. These cycles are recommended for air-conditioning applications with high temperature heat sources.

In a first stage, experimental measurement, estimation and modelling of the thermophysical properties of aqueous alkaline nitrate and nitrite solutions were carried out. The Alkitrate working pair (aqueous solution of LiNO₃+KNO₃+NaNO₃ with a percentage mass composition in salts of 53, 28 and 19, respectively) and the aqueous alkaline nitrate and nitrite solution LiNO₃+KNO₃+NaNO₂ with a percentage mass composition in salts of 53, 35 and 12, respectively, characterized by its better solubility than Alkitrate, were considered. Vapour pressure measurements were performed for both working pairs and Barker’s method was applied for the prediction of vapour-liquid equilibrium. Moreover, an artificial neural network (ANN) model, based on experimental data from our research group, was also developed for predicting densities and viscosities of the considered working pairs. Others properties of the selected mixtures, which are important in the evaluation and design of absorption refrigeration

cycles, were estimated through correlations and predictive methods obtained from the literature. In summary, at this stage an experimental database of thermophysical properties was created and additional empirical correlations were developed.

In a second stage the absorption cycle configuration called "Alkitrane topping cycle" was simulated. It consists of a double-effect cycle, in parallel flow with $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ as working fluid, and a single-effect absorption cycle with Alkitrane. The two cycles are coupled through the heat exchange between external flows. Alkitrane is limited to the high temperature stage because it does not have a wide range of solubility. The considered absorption cycles have been simulated using the ABSIM (Advanced Modular Simulation of Absorption Systems) program. In addition, a comparative analysis of the theoretical performance of the Alkitrane topping cycle with double and triple-effect $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ cycles at different operating conditions was performed. Results showed that the triple-effect cycle with Alkitrane has a coefficient of performance (COP) of about 1.73, improving the efficiency of conventional double-effect cycles (COP=1.26), and consequently getting better use of the thermal potential of high temperature heat sources. The triple-effect cycle with Alkitrane showed a slightly higher efficiency as compared to the $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ triple-effect cycle at generator temperatures above 180°C . However, the operation of triple-effect cycles with $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ above 150°C has problems related to thermal stability and corrosion of the working pair. Moreover, the use of aqueous solution of $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (53:35:12) was proposed since it has a crystallization temperature of approximately 20°C lower than that of the Alkitrane working pair.

Subsequently, an experimental set-up was designed and built-up to study the absorption process with Alkitrane as working pair in a horizontal falling film absorber at operating conditions of interest for absorption refrigeration cycles driven by high temperature heat sources. Then, a sensitivity study was conducted and the trends of absorber efficiency parameters such as mass absorption flux, thermal load, degree of sub-cooling of the solution leaving the absorber and heat and mass transfer coefficients were evaluated. The results showed that the mass absorption flux and heat and mass transfer coefficients drop when cooling water temperature is increased and are enhanced by increasing the solution and cooling-water flow rates, absorber pressure and solution concentration entering the absorber. At the operating conditions used in the experiments, the values achieved for the absorption mass flux were in the range $2.83\text{--}6.55\text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$, the solution-side heat transfer coefficient ranged from 631.9 to $1715.8\text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot^\circ\text{C}^{-1}$, while the mass transfer coefficient was in the range $(2.1\text{--}6.0)\times 10^{-5}\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$.

Based on the experimental data base achieved from the experimental set-up, a model that uses artificial neural networks (ANN) for predicting the absorber performance parameters in a horizontal falling film absorber was developed. The neural network structure consists of six input variables: inlet temperatures of the solution and cooling-water, flow rates of cooling-water and solution, absorber pressure and solution concentration; and four output variables: heat and mass transfer coefficients, mass absorption flux and degree of sub-cooling of the solution leaving the absorber. The algorithm uses the learning function Levenberg-Marquardt, a hyperbolic tangent transfer function (tansig) in the hidden layer and a linear (purelin) in the output layer. The network structure was determined by a trial and error procedure. The neural network developed consists of 9 neurons in the hidden layer. The results showed a good agreement between experimental and simulated data, indicating that the use of ANN is an effective technique for predicting the absorber efficiency parameters. Further,

according to the sensitivity analysis carried out, it was concluded that the effect of the solution flow rate on the absorber performance is the most significant.

Finally, a physical model of a horizontal tubes falling film absorber with Alkitate, involving coupled heat and mass transfer processes was developed. The mathematical model integrates three solution flow regimes (drop formation, droplet fall, and falling film) and the new solution thermodynamic properties obtained in this work. The model predicts the absorber performance at different operating conditions. The comparison and validation of the model developed with the experimental data collected was also performed showing a good agreement.

Lista de Publicaciones

Comunicaciones a Congresos

- Álvarez, M.; Torres, G.; Salavera, D.; Coronas, A.; Esteve, X.; Bourouis, M. Análisis de los ciclos de refrigeración por absorción con Alkitratos y Accionamiento a alta temperatura. VI Jornadas Nacionales de Ingeniería Termodinámica, Córdoba (España), 2008.
- Álvarez, M.; Salavera, D.; Coronas, A.; Bourouis, M.; Esteve, X. Equilibrio líquido-vapor de soluciones acuosas de mezclas de nitratos y nitritos de litio, sodio y potasio. VI Jornadas Nacionales de Ingeniería Termodinámica, Córdoba (España), 2008.
- Álvarez, M.; Bourouis, M.; Salavera, D.; Esteve, X. Vapor Pressure of Alkiltrate working pairs for absorption refrigeration cycles with high temperature driving heat. 9th IIR Gustav Lorentzen Conference, Sydney (Australia), 2010.

Publicaciones en revistas científicas

- Álvarez, M.; Bourouis, M.; Esteve, X. Vapor-liquid equilibrium of aqueous alkaline nitrate and nitrite solutions for absorption refrigeration cycles with high-temperature driving heat. *Journal of Chemical & Engineering Data*, 56, pp. 491-496, 2011.
- Álvarez, M.; Esteve, X.; Bourouis, M. Experimental study of heat and mass transfer in a horizontal falling film absorber using aqueous alkaline nitrate solution as working fluid. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. Artículo en revisión.
- Álvarez, M.; Bourouis, M. Simulation of triple-effect absorption cycles using aqueous alkaline nitrate solution as working pair. *Applied Energy*. Artículo en revisión.
- Álvarez, M.; Hernández, J. A.; Bourouis, M. Modelling of efficiency parameters using Artificial Neural Network for a horizontal falling film absorber using aqueous alkaline nitrate solution. *Applied Energy*. Artículo en revisión.
- Álvarez, M.; Hernández, J. A.; Juárez-Romero, D.; Bourouis, M. Simplified model for coupled heat and mass transfer in water-cooled falling film absorber using aqueous alkaline nitrate solution as working pair. *Applied Thermal Engineering*. Artículo en revisión.

Contenido

Agradecimientos.....	iii
Resumen.....	iv
Abstract.....	vii
Lista de Publicaciones.....	x
Contenido.....	xi
Lista de Figuras.....	xviii
Lista de Tablas.....	xxiv
Capítulo 1. Justificación y Objetivos.....	1-1
1.1. Introducción.....	1-1
1.2. Justificación.....	1-3
1.3. Objetivos.....	1-4
1.4. Estructura de la tesis.....	1-5
Capítulo 2. Estado del arte de los sistemas estudiados.....	2-1
2.1. Introducción.....	2-1
2.2. Tecnologías de refrigeración por absorción.....	2-2
2.2.1. Principios de operación de los sistemas de refrigeración por absorción.....	2-2
2.2.2. Clasificación de las máquinas de refrigeración por absorción	2-3
2.2.2.1. Ciclo de simple-efecto	2-5
2.2.2.2. Ciclo de doble-efecto.....	2-6
2.2.2.3. Ciclo de triple-efecto.....	2-7
2.3. Enfriadoras de agua de absorción de triple-efecto.....	2-8
2.4. Fluidos de trabajo en enfriadoras de agua de absorción.....	2-14
2.4.1. Fluidos de trabajo convencionales.....	2-14
2.4.2. Nuevos fluidos de trabajo.....	2-17
2.5. Soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos como fluidos de trabajo en ciclos de refrigeración por absorción.....	2-18
2.6. Diseños de absorbedores.....	2-21
2.6.1. Configuraciones de absorbedores.....	2-21
2.6.2. Absorbedores de película descendente.....	2-22
2.7. Absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales enfriados internamente.....	2-23

2.7.1. Estudios experimentales de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales.....	2-23
2.7.1.1. Configuraciones.....	2-26
2.7.1.2. Condiciones de operación.....	2-30
2.7.2. Modelos teóricos de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales.....	2-32
2.8. Aplicación de modelos de redes neuronales artificiales (RNA) en sistemas de absorción y en la predicción de propiedades termofísicas de los fluidos.....	2-34
2.8.1. Conceptos básicos.....	2-35
2.8.1.1. Arquitectura de la red neuronal artificial.....	2-35
2.8.1.2. Entrenamiento de la red neuronal artificial.....	2-37
2.8.1.3. Función de transferencia.....	2-37
2.8.1.4. Algoritmo de propagación hacia atrás.....	2-37
2.8.1.5. Algoritmo de Levenberg-Marquardt.....	2-38
2.8.2. Modelos de RNA en sistemas de absorción y en la predicción de propiedades termofísicas de los fluidos.....	2-38
2.9. Conclusiones.....	2-42
Capítulo 3. Propiedades termodinámicas y de transporte de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos.....	3-1
3.1. Introducción.....	3-1
3.2. Selección y determinación de las propiedades termofísicas de la solución acuosa de $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$ en proporción porcentual másica 53:28:19.....	3-2
3.2.1. Solubilidad.....	3-2
3.2.2. Equilibrio líquido-vapor de la solución.....	3-4
3.2.2.1. Descripción del equipo y reactivos utilizados.....	3-4
3.2.2.2. Procedimiento experimental.....	3-7
3.2.2.3. Modelización del equilibrio líquido-vapor.....	3-9
3.2.2.4. Resultados del equilibrio líquido-vapor.....	3-9
3.2.3. Densidad y viscosidad dinámica.....	3-13
3.2.3.1. Datos experimentales.....	3-13
3.2.3.2. Aplicación de las redes neuronales artificiales (RNA).....	3-14
3.2.3.3. Resultados y discusión.....	3-17
3.2.4. Calor específico.....	3-18
3.2.5. Entalpía específica	3-19
3.2.6. Conductividad térmica.....	3-20
3.2.7. Tensión superficial	3-21
3.3. Propiedades termofísicas de otras soluciones acuosas nitratos y nitritos alcalinos.....	3-22

3.3.1. Solubilidad.....	3-23
3.3.2. Equilibrio líquido-vapor.....	3-24
3.3.3. Densidad y viscosidad dinámica.....	3-26
3.4. Conclusiones.....	3-30
Capítulo 4. Simulación del ciclo de refrigeración por absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo y determinación de las condiciones de operación.....	4-1
4.1. Introducción.....	4-1
4.2. Ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.....	4-3
4.2.1. Configuración.....	4-3
4.2.2. Principios de funcionamiento.....	4-4
4.3. Metodología de simulación.....	4-6
4.3.1. Condiciones de la simulación.....	4-9
4.3.2. Ecuaciones gobernantes	4-11
4.3.3. Hipótesis.....	4-12
4.3.4. Parámetros de operación del ciclo de absorción.....	4-12
4.4. Resultados y discusión.....	4-14
4.4.1. Ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo	4-14
4.4.1.1. Efecto de las temperaturas de operación en el desempeño del ciclo.....	4-17
4.4.1.2. Efecto del caudal de solución diluida a cada etapa del ciclo.....	4-20
4.4.1.3. Efecto de los valores de UA de los componentes de ciclo de alta temperatura con la solución de nitratos alcalinos.....	4-22
4.4.2. Comparación con ciclos con H ₂ O/LiBr como fluido de trabajo.....	4-23
4.4.3. Efecto del uso de la solución acuosa de LiNO ₃ +KNO ₃ +NaNO ₂ (53:35:12) como fluido de trabajo.....	4-25
4.4.4. Selección de las condiciones de operación para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos.....	4-26
4.5. Conclusiones.....	4-27
Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos.....	5-1
5.1. Introducción.....	5-1
5.2. Dispositivo experimental	5-1
5.2.1. Absorbedor.....	5-2
5.2.2. Generador de vapor.....	5-8
5.2.3. Circuito de solución.....	5-9

5.2.4. Circuito de agua de enfriamiento del absorbedor.....	5-11
5.2.5. Depósitos.....	5-12
5.2.5.1. Depósito de preparación de solución (D_1).....	5-12
5.2.5.2 Depósito de control de concentración de solución (D_2).....	5-14
5.2.6. Sistema de vacío.....	5-15
5.3. Dispositivos de medida.....	5-15
5.3.1. Caudales.....	5-15
5.3.2. Concentración de solución.....	5-16
5.3.3. Temperatura.....	5-16
5.3.4. Presión.....	5-17
5.3.5. Indicadores de nivel.....	5-18
5.3.6. Regulador electrónico de la temperatura del generador.....	5-18
5.3.7. Convertidor de frecuencia.....	5-19
5.3.8. Sistema de adquisición de datos.....	5-19
5.4. Aspectos de diseño.....	5-20
5.4.1. Materiales.....	5-20
5.4.2. Tamaño y configuración del absorbedor.....	5-21
5.4.3. Circuito de solución.....	5-21
5.4.4. Circuito de agua de enfriamiento.....	5-21
5.4.5. Sistema de vacío.....	5-21
5.5. Estudio sistemático de la configuración del distribuidor de solución.....	5-22
5.5.1. Configuración 1.....	5-24
5.5.2. Configuración 2.....	5-24
5.5.3. Configuración 3.....	5-25
5.5.4. Configuración 4.....	5-25
5.5.5. Configuración 5.....	5-26
5.5.6. Configuración 6.....	5-27
5.5.7. Configuración 7.....	5-28
5.6. Procedimiento experimental.....	5-29
5.6.1. Acciones preliminares.....	5-29
5.6.1.1. Limpieza de la instalación.....	5-29
5.6.1.2. Pruebas de estanqueidad.....	5-29
5.6.2. Preparación de las experiencias.....	5-30
5.6.2.1. Generación de vacío.....	5-30

5.6.2.2. Preparación de la solución.....	5-31
5.6.2.3. Llenado del generador.....	5-31
5.6.2.4. Ajuste de la concentración de la solución.....	5-32
5.6.3. Puesta en marcha del equipo.....	5-33
5.6.4. Parada del dispositivo experimental.....	5-34
5.6.5. Vaciado del equipo.....	5-34
5.7. Experiencia operacional.....	5-35
5.7.1. Fugas y vacío.....	5-35
5.7.2. Corrosión.....	5-35
5.7.3. Cristalización.....	5-35
5.8. Conclusiones.....	5-36
Capítulo 6. Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.....	6-1
6.1. Introducción.....	6-1
6.2. Metodología de cálculo	6-2
6.2.1. Variables medidas	6-2
6.2.2. Parámetros de funcionamiento del absorbedor.....	6-3
6.2.2.1. Cálculos de transferencia de calor.....	6-3
6.2.2.2. Cálculos de transferencia de masa.....	6-7
6.2.2.3. Análisis de incertidumbres.....	6-9
6.2.3. Condiciones de operación de los ensayos experimentales.....	6-9
6.3. Resultados experimentales.....	6-10
6.3.1. Efecto del caudal de agua de enfriamiento.....	6-11
6.3.2. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento.....	6-14
6.3.3. Efecto del caudal de solución.....	6-16
6.3.4. Efecto de la presión de operación del absorbedor.....	6-21
6.3.5. Efecto de la concentración de solución.....	6-24
6.3.6. Comparación con datos experimentales de la literatura.....	6-27
6.4. Conclusiones.....	6-30
Capítulo 7. Modelización de los parámetros de eficiencia del absorbedor con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo usando Redes Neuronales Artificiales.....	7-1
7.1. Introducción.....	7-1
7.2. Redes Neuronales Artificiales (RNA).....	7-2

7.3. Base de datos para el modelo RNA.....	7-5
7.4. Resultados y discusión	7-6
7.4.1. Modelo de red neuronal propuesto.....	7-6
7.4.2. Validación del modelo de RNA propuesto.....	7-11
7.4.3. Análisis de sensibilidad.....	7-12
7.5. Conclusiones.....	7-13

Capítulo 8. Modelo teórico del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales8-1

8.1. Introducción.....	8-1
8.2. Descripción del modelo.....	8-2
8.2.1. Tiempo de residencia.....	8-4
8.2.2. Ecuaciones gobernantes de los diferentes regimenes de flujo.....	8-6
8.2.2.1. Régimen de formación de gotas.....	8-6
8.2.2.2. Régimen de caída de gotas.....	8-7
8.2.2.3. Régimen de película descendente.....	8-7
8.2.3. Hipótesis.....	8-10
8.2.4. Procedimiento de cálculo.....	8-10
8.3. Resultados y discusión.....	8-11
8.3.1. Efecto de los regímenes de flujo de solución.....	8-12
8.3.2. Efecto de las condiciones de operación.....	8-16
8.4. Conclusiones.....	8-17

Capítulo 9. Conclusiones, perspectivas y trabajos futuros.....9-1

9.1. Conclusiones.....	9-1
9.2. Perspectivas y trabajos futuros	9-8

Referencias.....R-1

Anexo A. Cálculo de Incertidumbres.....A-1

A.1. Introducción.....	A-1
A.2. Cálculo y determinación de la incertidumbre en las mediciones.....	A-1
A.3. Incertidumbre en la medida de presión de vapor.....	A-2
A.4. Incertidumbre en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.....	A-6
A.4.1. Incertidumbre de la carga térmica del absorbedor.....	A-6
A.4.2. Incertidumbre del flujo de vapor absorbido.....	A-7

A.4.3. Incertidumbre en los coeficientes de transferencia de calor.....	A-9
A.4.4. Incertidumbre en el coeficiente de transferencia de masa.....	A-13
A.4.5. Incertidumbre en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor.....	A-17
Anexo B. Características de los distribuidores de solución estudiados.....	B-1
B.1. Introducción.....	B-1
B.2. Distribuidor 0.....	B-1
B.3. Distribuidor 1.....	B-1
B.4. Distribuidor 2.....	B-4
B.5. Distribuidor 3.....	B-4
B.6. Distribuidor 4.....	B-7
B.7. Distribuidor 5.....	B-8
B.8. Distribuidor 6.....	B-8
B.9. Distribuidor 7.....	B-11
B.10. Distribuidor 8.....	B-12
B.11. Distribuidor 9.....	B-13
B.12. Distribuidor 10.....	B-14
B.13. Distribuidor 11.....	B-14
B.14. Distribuidor 12 y 14.....	B-17
B.15. Distribuidor 13.....	B-17
B.16. Distribuidor 15.....	B-17
Anexo C. Estudio de sensibilidad del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos.....	C-1
C.1. Introducción.....	C-1
C.2. Efecto del caudal de agua de enfriamiento.....	C-2
C.3. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento.....	C-3
C.4. Efecto del caudal másico de solución.....	C-4
C.5. Efecto de la presión de operación del absorbedor.....	C-5
C.6. Efecto de la concentración de solución.....	C-7

Lista de Figuras

Figura 2.1. Ciclo de refrigeración: (a) por compresión mecánica, (b) por absorción.....	2-2
Figura 2.2. Ciclo de refrigeración por absorción de doble-efecto con $H_2O/LiBr$ como fluido de trabajo.....	2-6
Figura 2.3. Ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto (flujo en paralelo).....	2-8
Figura 2.4. Configuración de ciclo triple-efecto 3 condensadores-3 generadores con arreglo de flujo en paralelo.....	2-9
Figura 2.5. Configuración de ciclo triple-efecto 3 condensadores-3 generadores con arreglo de flujo en serie.....	2-9
Figura 2.6. Configuración del ciclo de triple-efecto con dos condensadores acoplados en arreglo de flujo en paralelo.....	2-10
Figura 2.7. Configuración del ciclo de triple-efecto con dos condensadores acoplados alternados en arreglo de flujo en paralelo.....	2-11
Figura 2.8. Esquema de la configuración del ciclo de doble-circuito (dual-loop).....	2-12
Figura 2.9. Prototipo experimental de la enfriadora de agua de triple-efecto de la compañía York, basado en la configuración de doble condensador acoplado.....	2-12
Figura 2.10. Prototipo de la compañía Trane de una enfriadora de agua de absorción de triple-efecto con la configuración de doble circuito.....	2-13
Figura 2.11. Vista exterior de una enfriadora de agua de absorción comercial de triple-efecto.....	2-14
Figura 2.12. Esquema de la instalación experimental del absorbedor utilizada por Kyung y Herold (2002).....	2-24
Figura 2.13. Esquema del banco de ensayo típico a una sola presión en modo continuo con el generador de vapor ubicado directamente abajo del absorbedor.....	2-25
Figura 2.14. Esquema del diseño del distribuidor de solución propuesto por Killion y Garimella (2003b).....	2-29
Figura 2.15. Esquema del diseño del distribuidor de solución propuesto por Killion y Garimella(2004).....	2-29
Figura 2.16. Perfiles de temperatura y concentración en una sección de un tubo horizontal sobre el cual desciende una película absorbente.....	2-33
Figura 2.17. Partes de una neurona biológica.....	2-35
Figura 2.18. Estructura de una red neuronal artificial.....	2-36
Figura 2.19. Estructura de la red neuronal con varias neuronas en la capa oculta.....	2-37
Figura 2.20. Diferentes funciones de activación: (a) paso; (b) sigmoideal; (c) lineal; (d) tangencial sigmoideal.....	2-37
Figura 3.1. Temperatura de cristalización a diferentes fracciones másicas total de sales para la solución de $H_2O+(LiNO_3+KNO_3+NaNO_3)$ con relación másica de sales de 53:28:19.....	3-4
Figura 3.2. Esquema del dispositivo experimental para la determinación de la presión de vapor.....	3-5
Figura 3.3. Componentes de equipo de medida de presión de vapor: (a) Celda de equilibrio; (b) Transductor de presión; (c) Indicador de cero.....	3-6
Figura 3.4. Diagrama de Dühring (P-T-X) de la solución $LiNO_3+KNO_3+NaNO_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente, y fracciones másicas de sales de 0.50, 0.60, 0.70, 0.75, 0.80, 0.85, 0.90 y 0.95 (puntos: datos experimental; líneas: datos calculados usando la ecuación polinómica 3.4).....	3-12

Figura 3.5. Presión de vapor para la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente (puntos, datos experimentales; — valores de presión calculados usando la ecuación analítica polinómica 3.4; - - valores calculados usando la correlación de Ally).....	3-12
Figura 3.6. Diagrama esquemático de la red neuronal artificial utilizada para la predicción de la densidad y viscosidad dinámica de la solución acuosa de nitratos alcalinos.....	3-15
Figura 3.7. Estructura de la RNA usada para la estimación de la densidad y la viscosidad dinámica.....	3-15
Figura 3.8. Comparación de los valores de la densidad experimentales y calculados por el modelo de RNA.....	3-18
Figura 3.9. Comparación de los valores de la viscosidad dinámica experimentales y calculados por el modelo de RNA.....	3-18
Figura 3.10. Temperatura de cristalización a diferentes fracciones másicas de sales para distintas soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos.....	3-24
Figura 3.11. Diagrama de Dühring (P-T-X) de la solución $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ en proporción másica de sales 53:35:12 y fracciones másicas de sal total 0.50, 0.60, 0.70, 0.75, 0.80, 0.85, 0.90 y 0.95 (puntos, datos experimental; líneas, presión de vapor calculada usando la ecuación polinómica 3.4).....	3-26
Figura 4.1. Configuración de ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos.....	4-3
Figura 4.2. Relaciones de acoplamiento en la configuración de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos.....	4-4
Figura 4.3. Configuración del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos utilizada en el presente estudio.....	4-5
Figura 4.4. Configuración del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto formado del acoplamiento de un ciclo de doble-efecto de flujo en paralelo con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ y un ciclo simple-efecto con Alkitratos en ABSIM.....	4-7
Figura 4.5. Configuración del ciclo de triple-efecto formado del acoplamiento de un ciclo de doble-efecto de flujo en serie con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ y un ciclo simple-efecto con Alkitratos en ABSIM.....	4-8
Figura 4.6. Configuración de ciclo de doble-efecto en flujo en paralelo.....	4-8
Figura 4.7. Configuración del ciclo de triple-efecto con dos condensador acoplados alternados en flujo en paralelo en ABSIM.....	4-9
Figura 4.8. Diagrama de Dühring (P-T-X) del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos a las condiciones de operación descritas en la tabla 4.1.....	4-15
Figura 4.9. Coeficiente de operación de ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos en función de las temperaturas de operación: de la fuente de calor (T_H) y del agua de enfriamiento (T_C).....	4-18
Figura 4.10. Capacidad de enfriamiento del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos en función de las temperaturas de operación: de la fuente de calor (T_H) y del agua de enfriamiento (T_C).	4-19
Figura 4.11. Relación de caudales (RC) en el ciclo de doble-efecto de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ (RC_{LiBr}) y el ciclo de alta temperatura con Alkitratos (RC_{Alk}) en función de la temperatura de la fuente de calor del generador (T_H) y la temperatura del agua de enfriamiento (T_C).....	4-19
Figura 4.12. Efecto en el COP del caudal de solución a cada etapa del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos a $T_H=250^\circ\text{C}$, $T_C=30^\circ\text{C}$ y caudal de salida del absorbedor $\text{ABS}(2) = 0.45 \text{ kg.s}^{-1}$	4-21

Figura 4.13. Efecto en la capacidad de enfriamiento del ciclo de la distribución del caudal de solución entre los generadores de cada etapa del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos a $T_H=250^{\circ}\text{C}$, $T_C=30^{\circ}\text{C}$ y caudal de salida del absorbedor $\text{ABS}(2)=0.45 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$	4-21
Figura 4.14. Efecto en la relación de caudales (RC_{LiBr}) del ciclo de la distribución del caudal de solución entre los generadores de cada etapa del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura de Alkitratos a $T_H=250^{\circ}\text{C}$, $T_C=30^{\circ}\text{C}$ y caudal de salida del absorbedor $\text{ABS}(2)=0.45 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$	4-22
Figura 4.15. Coeficiente de operación (líneas continuas) y capacidad de enfriamiento (líneas discontinuas) de cuatro ciclos de refrigeración por absorción en función de la temperatura de la fuente de calor, T_H	4-24
Figura 4.16. Esquema del absorbedor simulado en ABSIM para el estudio del proceso de absorción con Alkitratos.....	4-27
Figura 5.1. Fotografía del dispositivo experimental	5-2
Figura 5.2. Esquema del dispositivo experimental.....	5-3
Figura 5.3. (a) Vista exterior de la cámara del absorbedor y del haz de tubos; (b) Haz de tubos, distribuidor de solución y bandeja de recolección de la solución	5-4
Figura 5.4. Fotografía de la vista interior del absorbedor.....	5-5
Figura 5.5. Superficie externa de los tubos del absorbedor.....	5-5
Figura 5.6. Dibujo esquemático del distribuidor de solución del absorbedor.....	5-6
Figura 5.7. Dibujo esquemático del haz de tubos y distribuidor de solución del absorbedor.....	5-6
Figura 5.8. Fotografías del depósito generador de solución: (a) exterior; (b) interior.....	5-9
Figura 5.9. Esquema de la junta rotativa Turcon® Roto Variseal®.....	5-9
Figura 5.10. Bomba de circulación de la solución.....	5-10
Figura 5.11. Equipos para el control de temperatura del circuito de solución: (a) intercambiador de calor, IC1; (b) baño termostático, BT1.....	5-10
Figura 5.12. Equipos para el control de temperatura del circuito de enfriamiento: (a) intercambiador de calor tipo placas, IC2; (b) baño termostático, BT2.....	5-12
Figura 5.13. Fotografía del depósito de preparación de solución, D_1	5-13
Figura 5.14. Fotografía del depósito de control de la concentración de la solución, D_2	5-14
Figura 5.15. Caudalímetros másicos de tipo coriolis de la instalación experimental: (a) C1; (b) C2.....	5-16
Figura 5.16. Caudalímetro volumétrico para el agua de enfriamiento.....	5-16
Figura 5.17. Transmisores de presión (a) en el generador; (b) en el absorbedor.....	5-17
Figura 5.18. Indicadores de nivel: (a) L_1 : Depósito D_1 ; (b) L_2 : Generador; (c) L_3 : Depósito D_2	5-18
Figura 5.19. Regulador electrónico digital empleado para el control de la temperatura del generador.....	5-19
Figura 5.20. Convertidor de frecuencia de la bomba de solución.....	5-19
Figura 5.21. Sistema de adquisición de datos de la instalación experimental.....	5-19
Figura 5.22. Diferentes configuraciones del distribuidor de solución.....	5-22
Figura 5.23. Fotografía de diferentes distribuidores ensayados.....	5-23
Figura 5.24. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 1 (a) Distribuidor 0; (b) Distribuidor 1.....	5-24

Figura 5.25. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 2 (a) Distribuidor 2; (b) Distribuidor 3.....	5-25
Figura 5.26. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 3 (a) Distribuidor 4; (b) Distribuidor 13.....	5-25
Figura 5.27. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 4 (a) Distribuidor 5; (b) Distribuidor 6; (c) Distribuidor 7.....	5-26
Figura 5.28. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 5 (a) Distribuidor 8; (b) Distribuidor 9; (c) Distribuidor 10; (d) Distribuidor 11.....	5-27
Figura 5.29. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 5 (a) Distribuidor 8; (b) Distribuidor 9; (c) Distribuidor 12; (d) Distribuidor 14.....	5-28
Figura 5.30. Fotografía del distribuidor con la configuración 7, distribuidor 15.....	5-28
Figura 5.31. Componentes que intervienen en el procedimiento de llenado del generador....	5-32
Figura 5.32. Componentes que intervienen en el procedimiento de dilución de la solución.....	5-33
Figura 5.33. Fotografías de las obstrucciones en las tuberías por la cristalización de la sal....	5-36
Figura 6.1. Esquema del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales.....	6-2
Figura 6.2. Efecto del caudal de agua de enfriamiento en la carga térmica del absorbedor....	6-12
Figura 6.3. Efecto del caudal de agua de enfriamiento en el flujo de vapor absorbido.....	6-12
Figura 6.4. Efecto del caudal del agua de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de masa.....	6-12
Figura 6.5. Efecto del caudal de agua de enfriamiento en la diferencia de concentraciones de solución entre la entrada y la salida del absorbedor.....	6-12
Figura 6.6. Efecto del caudal del agua de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente.....	6-13
Figura 6.7. Efecto del caudal de agua de enfriamiento en el número de Nusselt de la película descendente.....	6-13
Figura 6.8. Efecto del caudal del agua de enfriamiento en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor.....	6-13
Figura 6.9. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en la carga térmica del absorbedor.....	6-15
Figura 6.10. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el flujo de vapor absorbido.....	6-15
Figura 6.11. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en la diferencia de concentraciones de solución entre la entrada y la salida del absorbedor.....	6-15
Figura 6.12. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente.....	6-15
Figura 6.13. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el número de Nusselt de la película descendente.....	6-15
Figura 6.14. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de masa.....	6-16
Figura 6.15. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor.....	6-16
Figura 6.16. Efecto del caudal de solución en la carga térmica del absorbedor.....	6-17
Figura 6.17. Efecto del caudal de solución en el flujo de vapor absorbido.....	6-17
Figura 6.18. Efecto del caudal de solución en la diferencia de concentraciones de solución entre la entrada y la salida del absorbedor	6-18

Figura 6.19. Efecto del caudal de solución en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente.....	6-19
Figura 6.20. Efecto del caudal de solución en el Número de Nusselt de la película descendente.....	6-19
Figura 6.21. Efecto del caudal de solución en el coeficiente de transferencia de masa.....	6-19
Figura 6.22. Efecto del caudal de solución en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor.....	6-20
Figura 6.23. Fotografías de la película descendente de solución sobre el haz de tubos horizontales a 82% de concentración de sales, presión de operación del absorbedor de 30.0 kPa (a) Caudal de solución $0.010 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$ ($\text{Re}_{\text{película}}=7$); (b) Caudal de solución $0.021 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$ ($\text{Re}_{\text{película}}=13.2$).....	6-21
Figura 6.24. Efecto de la presión de operación del absorbedor en la carga térmica del absorbedor.....	6-22
Figura 6.25. Efecto de la presión de operación del absorbedor en el flujo de vapor absorbido.....	6-22
Figura 6.26. Efecto de la presión de operación del absorbedor en la diferencia de concentraciones de solución de entrada y salida del absorbedor.....	6-22
Figura 6.27. Efecto de la presión de operación del absorbedor en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente.....	6-23
Figura 6.28. Efecto de la presión de operación del absorbedor en el Número de Nusselt de la película descendente.....	6-23
Figura 6.29. Efecto de la presión de operación del absorbedor en el coeficiente de transferencia de masa.....	6-23
Figura 6.30. Efecto de la presión de operación del absorbedor y el caudal de solución en el grado subenfriamiento de solución a la salida del absorbedor.....	6-24
Figura 6.31. Efecto de la concentración de solución en la carga térmica del absorbedor.....	6-25
Figura 6.32. Efecto de la concentración de solución en el flujo de vapor absorbido.....	6-25
Figura 6.33. Efecto de la concentración de solución en la diferencia de concentración de solución entre la entrada y la salida del absorbedor.....	6-26
Figura 6.34. Efecto de la concentración de solución en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente.....	6-26
Figura 6.35. Efecto de la concentración de solución en el número de Nusselt de la película descendente.....	6-26
Figura 6.36. Efecto de la concentración de solución en el coeficiente de transferencia de masa.....	6-26
Figura 6.37. Efecto de la concentración de solución en el grado de subenfriamiento de la solución a salida del absorbedor.....	6-27
Figura 7.1. Arquitectura de la RNA.....	7-3
Figura 7.2. Arquitectura de la red neuronal de los parámetros de eficiencia del absorbedor y procedimiento usado para el entrenamiento de la red.....	7-7
Figura 7.3. Estructura de la red neuronal para la predicción de los parámetros de eficiencia del absorbedor de película descendente con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.....	7-7
Figura 7.4. Comparación de los datos experimentales y los valores obtenidos del modelo RNA (a) Coeficiente de transferencia de calor de la película, h_s ; (b) Flujo de vapor absorbido, m_{abs} ; (c) Coeficiente de transferencia de masa, k_m ; (d) Grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor, $\Delta T_{\text{sub,out}}$	7-10

Figura 7.5. Validación del modelo de RNA para la predicción de los parámetros de eficiencia del absorbedor: ♦ 75% (datos experimentales), ◇ 82% (datos experimentales), — predicción con RNA para: (a) Coeficiente de transferencia de calor de la película descendente (h_s); (b) Flujo de vapor absorbido (m_{abs}); (c) Coeficiente de transferencia de masa (k_m); (d) Grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor ($\Delta T_{sub,out}$).....	7-11
Figura 7.6. Importancia relativa (%) de las variables de entrada en cada uno de los parámetros de eficiencia del absorbedor: (a) Coeficiente de transferencia de calor de la película descendente (h_s); (b) Coeficiente de transferencia de masa (k_m); (c) Flujo de vapor absorbido (m_{abs}); (d) Grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor ($\Delta T_{sub,out}$).....	7-12
Figura 8.1. Esquema del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales.....	8-2
Figura 8.2. Regímenes de flujo en el absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales.....	8-3
Figura 8.3. Espaciado entre los núcleos de formación de gotas, λ	8-4
Figura 8.4. Volumen de control para la transferencia de calor y de masa en la película descendente.....	8-5
Figura 8.5. Elemento k-ésimo del modelo físico.....	8-11
Figura 8.6. Perfil de temperatura promedio de la película de solución en función del tiempo de residencia.....	8-14
Figura 8.7. Perfil de concentración de la película de solución en función del tiempo de residencia.....	8-15
Figura 8.8. Perfil de temperatura del agua de enfriamiento a la largo del haz de tubos.....	8-16
Figura 8.9. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el flujo de vapor absorbido.....	8-17
Figura 8.10. Efecto del caudal de solución en el flujo de vapor absorbido.....	8-17
Figura B.1. Plano del distribuidor de solución 0.....	B-2
Figura B.2. Diferencia en el acabado de los orificios, realizados con: (a) taladro, (b) láser...B-3	B-3
Figura B.3. Plano del distribuidor de solución 1.....	B-4
Figura B.4. Plano del distribuidor de solución 2.....	B-5
Figura B.5. Plano del distribuidor de solución 3.....	B-6
Figura B.6. Fotografía del distribuidor de solución 4 antes de ser instalado.....	B-7
Figura B.7. Plano del distribuidor de solución 4.....	B-8
Figura B.8. Plano del distribuidor de solución 5.....	B-9
Figura B.9. Plano del distribuidor de solución 6.....	B-10
Figura B.10. Plano del distribuidor de solución 7.....	B-11
Figura B.11. Fotografía de los componentes del distribuidor de solución 8.....	B-12
Figura B.12. Plano del distribuidor de solución 8.....	B-14
Figura B.13. Plano del distribuidor de solución 9.....	B-14
Figura B.14. Plano del distribuidor de solución 10.....	B-15
Figura B.15. Fotografía de los elementos que constituyen el distribuidor de solución 11...B-16	B-16
Figura B.16. Plano del distribuidor de solución 11.....	B-16
Figura B.17. Plano del distribuidor de solución 15.....	B-18

Lista de Tablas

Tabla 2.1. Características de las enfriadoras de agua de absorción que utilizan $H_2O/LiBr$ como fluido de trabajo.....	2-5
Tabla 2.2. Propiedades de los fluidos de trabajo convencionales utilizados en máquinas de refrigeración por absorción.....	2-16
Tabla 2.3. Resumen de los diseños de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales usados en la bibliografía revisada.....	2-27
Tabla 2.4. Resumen de las condiciones de operación de absorbedores usados en la bibliografía revisada.....	2-31
Tabla 3.1. Parámetros de la ecuación (3.1) para el cálculo de la temperatura de cristalización de la solución acuosa de $LiNO_3+KNO_3+NaNO_3$ con relación másica de sales de 53:28:19 respectivamente.....	3-3
Tabla 3.2. Datos de presión de vapor experimental y fracción másica total de sales en la fase líquida calculada para la solución acuosa de: $LiNO_3+KNO_3+NaNO_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente.....	3-10
Tabla 3.3. Parámetros de la ecuación (3.4) para la solución acuosa de $LiNO_3+KNO_3+NaNO_3$ en la proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente.....	3-11
Tabla 3.4. Datos experimentales de densidad, $\rho/(kg.m^{-3})$, para la solución acuosa de $LiNO_3+KNO_3+NaNO_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente.....	3-14
Tabla 3.5. Datos experimentales de viscosidad dinámica, $\mu/(mPa.s)$, para la solución acuosa de $LiNO_3+KNO_3+NaNO_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente.....	3-14
Tabla 3.6. Pesos y bias de la RNA diseñada para la densidad.....	3-16
Tabla 3.7. Pesos y bias de la RNA diseñada para la viscosidad dinámica	3-16
Tabla 3.8. Desempeño estadístico de las RNA entrenadas para la densidad y la viscosidad dinámica.....	3-17
Tabla 3.9. Valores de los coeficientes a_i de las ecuaciones (3.11) y (3.12).....	3-19
Tabla 3.10. Valores de la entalpía específica de la solución acuosa de $LiNO_3+KNO_3+NaNO_3$ en proporción másica de sales 53:28:19.....	3-19
Tabla 3.11. Coeficientes A_i y B_i de la ecuación (3.13).....	3-20
Tabla 3.12. Coeficientes de la ecuación (3.14) para el cálculo de la conductividad térmica de la solución de nitratos alcalinos.....	3-20
Tabla 3.13. Valores de los coeficientes L_i de las ecuaciones (3.15) y (3.16) para el cálculo de la conductividad térmica del agua.....	3-21
Tabla 3.14. Valores de los coeficientes W_{ji} de la ecuación (3.20).....	3-21
Tabla 3.15. Coeficientes A_i de las ecuaciones (3.22) y (3.23).....	3-22
Tabla 3.16. Parámetros de la ecuación (3.1) para diferentes soluciones de nitratos y nitritos alcalinos.....	3-23
Tabla 3.17. Datos de presión de vapor experimental y fracción másica de sal en la fase líquida calculada para la solución acuosa de: $LiNO_3+KNO_3+NaNO_2$ en proporción másica de sales 53:35:12, respectivamente.....	3-25
Tabla 3.18. Parámetros de la ecuación (3.4) para la solución acuosa $LiNO_3+KNO_3+NaNO_2$ en la proporción másica de sales 53:35:12, respectivamente.....	3-26
Tabla 3.19. Datos experimentales de densidad ($\rho/kg.m^{-3}$) para las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos.....	3-27

Tabla 3.20. Datos experimentales de viscosidad dinámica ($\mu\text{mPa.s}$) para las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos.....	3-28
Tabla 3.21. Pesos y bias de la RNA diseñada para la densidad.....	3-29
Tabla 3.22. Pesos y bias de la RNA diseñada para la viscosidad dinámica.....	3-29
Tabla 3.23. Desempeño estadístico de las RNA entrenadas para la densidad y la viscosidad dinámica de las soluciones de nitratos y nitritos alcalinos.....	3-30
Tabla 4.1. Datos de entrada para la simulación de los ciclos de refrigeración por absorción en ABSIM.....	4-10
Tabla 4.2. Condiciones de operación del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.....	4-16
Tabla 4.3. Efecto de los valores de UA de los componentes del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con etapa de alta temperatura de Alkitratos a $T_H = 250^\circ\text{C}$, $T_C = 30^\circ\text{C}$ y caudal de salida del absorbedor $\text{ABS}(2) = 0.45 \text{ kg.s}^{-1}$	4-23
Tabla 4.4. Comparación del ciclo de triple-efecto con dos soluciones de nitratos y nitritos alcalinos de diferente composición másica de sales como fluido de trabajo en la etapa de alta temperatura.....	4-26
Tabla 4.5. Condiciones de operación del absorbedor de Alkitratos para el estudio del proceso de absorción	4-27
Tabla 5.1. Dimensiones de los componentes del absorbedor.....	5-7
Tabla 5.2. Propiedades del fluido termostatizador del baño termostático BT1.....	5-11
Tabla 5.3. Cantidad de agua necesaria en la solución a diferentes concentraciones.....	5-15
Tabla 5.4. Intervalos de variación de las condiciones de operación.....	5-20
Tabla 5.5. Características de los diseños de distribuidor de solución estudiados.....	5-23
Tabla 6.1. Incertidumbres de los parámetros característicos del absorbedor.....	6-9
Tabla 6.2. Condiciones de operación de los ensayos experimentales.....	6-10
Tabla 6.3. Condiciones de operación para el estudio del efecto del caudal de agua de enfriamiento en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.....	6-11
Tabla 6.4. Condiciones de operación para el estudio del efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.....	6-14
Tabla 6.5. Condiciones de operación para el estudio del efecto del caudal de solución en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.....	6-17
Tabla 6.6. Condiciones de operación para el estudio del efecto de la presión de operación del absorbedor en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.....	6-21
Tabla 6.7. Condiciones de operación para el estudio del efecto de la concentración de entrada de la solución al absorbedor en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.....	6-25
Tabla 6.8. Comparación con datos experimentales de la literatura de absorbedores de película descendente con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.....	6-28
Tabla 6.9. Comparación de diseño, condiciones de operación y prestaciones de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales.....	6-29
Tabla 7.1. Pesos y bias para el modelo de red neuronal artificial para la predicción de los parámetros de eficiencia del absorbedor de película descendente con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.....	7-8
Tabla 7.2. Parámetros rmse y r^2 del modelo RNA del absorbedor de película descendente....	7-9
Tabla 7.3. Prueba estadística de intercepto y pendiente.....	7-10
Tabla 7.4. Resumen de la importancia relativa, IR (%) de las variables de entrada en cada uno de los parámetros de eficiencia del absorbedor.....	7-13

Tabla 8.1. Condiciones de operación del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales utilizadas en el modelo.....	8-12
Tabla 8.2. Tiempos de residencia promedio para cada régimen de flujo en el absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.....	8-13
Tabla 8.3. Flujo de vapor absorbido en cada régimen de flujo.....	8-15
Tabla A.1. Incertidumbre de la temperatura en las medidas de presión de vapor.....	A-3
Tabla A.2. Pureza de los reactivos utilizados.....	A-3
Tabla A.3. Incertidumbre de la medición de masa de los reactivos.....	A-4
Tabla A.4. Ley de propagación de la incertidumbre para la concentración.....	A-4
Tabla A.5. Ley de propagación de la incertidumbre para la presión de vapor.....	A-5
Tabla A.6. Incertidumbre de la carga térmica del absorbedor, Q_{abs}	A-7
Tabla A.7. Incertidumbre de la concentración de entrada de solución, $x_{s,in}$	A-8
Tabla A.8. Incertidumbre del flujo de vapor absorbido, m_{abs}	A-8
Tabla A.9. Incertidumbre de la diferencia de temperatura logarítmica, ΔT_{lm}	A-10
Tabla A.10. Incertidumbre del coeficiente global de transferencia de calor, U	A-10
Tabla A.11. Incertidumbre para el número de Reynolds del agua de enfriamiento, Re_c	A-11
Tabla A.12. Incertidumbre del número de Prandtl, Pr_c	A-11
Tabla A.13. Incertidumbre del número adimensional de Nusselt del agua de enfriamiento, Nu_c	A-12
Tabla A.14. Incertidumbre del coeficiente de transferencia de calor del agua de enfriamiento, h_c	A-12
Tabla A.15. Incertidumbre del coeficiente de transferencia de calor de la película descendente de solución, h_s	A-12
Tabla A.16. Incertidumbre de $x_{eq,in}$	A-13
Tabla A.17. Incertidumbre para el cálculo de $\rho_{eq,in}$	A-15
Tabla A.18. Incertidumbre de ΔX_{lm}	A-15
Tabla A.19. Incertidumbre del coeficiente global de transferencia de masa, k_m	A-17
Tabla A.20. Incertidumbre de T_{out}^{eq}	A-18
Tabla A.21. Incertidumbre del grado de subenfriamiento de la solución a la salida $\Delta T_{sub, out}$	A-18
Tabla B.1. Características del distribuidor de solución 0.....	B-2
Tabla B.2. Características del distribuidor de solución 1.....	B-3
Tabla B.3. Características del distribuidor de solución 2.....	B-5
Tabla B.4. Características del distribuidor de solución 3.....	B-6
Tabla B.5. Características del distribuidor de solución 4.....	B-7
Tabla B.6. Características del distribuidor de solución 5.....	B-9
Tabla B.7. Características del distribuidor de solución 6.....	B-10
Tabla B.8. Características del distribuidor de solución 7.....	B-11
Tabla B.9. Características del distribuidor de solución 8.....	B-12
Tabla B.10. Características del distribuidor de solución 9.....	B-13
Tabla B.11. Características del distribuidor de solución 10.....	B-15

Tabla B.12. Características del distribuidor de solución 11.....	B-16
Tabla B.13. Características del distribuidor de solución 13.....	B-17
Tabla B.14. Características del distribuidor de solución 15.....	B-18
Tabla C.1. Efecto del caudal del agua de enfriamiento en los parámetros de eficiencia del absorbedor.....	C-2
Tabla C.2. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en los parámetros de eficiencia del absorbedor.....	C-3
Tabla C.3. Efecto del caudal másico de solución en los parámetros de eficiencia del absorbedor.....	C-4
Tabla C.4. Efecto de la presión de operación del absorbedor en los parámetros de eficiencia del absorbedor, a diferentes caudales de solución.....	C-5
Tabla C.5. Efecto de la temperatura de agua de enfriamiento a presiones de operación del absorbedor de 35 y 30 kPa.....	C-6
Tabla C.6. Efecto del caudal de agua de enfriamiento a presiones de operación del absorbedor de 35 y 30 kPa.....	C-7
Tabla C.7. Efecto de la concentración de solución del absorbedor en los parámetros de eficiencia del absorbedor, a diferentes caudales másicos de solución.....	C-8

Capítulo 1

Justificación y Objetivos

1.1. Introducción

El aumento en el coste de electricidad y los problemas ambientales como el calentamiento global y el deterioro de la capa de ozono son temas de preocupación a nivel mundial. Actualmente las políticas energéticas y medioambientales de la mayoría de países están enfocadas en la búsqueda de sistemas energéticos más eficientes y más respetuosos con el medio ambiente, con el objetivo de disminuir la dependencia de combustibles fósiles, disponer de electricidad con bajo contenido de carbono, y reducir las emisiones de CO₂.

Una importante contribución a la problemática energética y ambiental es atribuida al aumento en el número de edificaciones, así como también, el aumento en las exigencias y requerimientos de confort, específicamente el aumento de la necesidad de climatización en edificios durante los meses de verano. El mercado mundial reconoce a la tecnología de refrigeración por absorción como una alternativa ambientalmente adecuada para disminuir la demanda de la electricidad consumida por los sistemas de refrigeración de compresión de vapor convencionales en aplicaciones residenciales e industriales. Las enfriadoras de agua de absorción se han utilizado en aplicaciones de aire acondicionado, en parte debido a su flexibilidad operativa porque estas enfriadoras pueden ser activadas por agua caliente, vapor o por llama directa de gas natural, en lugar de electricidad (Herold *et al.*, 1996).

En el caso de las enfriadoras de agua de absorción con accionamiento a alta temperatura la energía de activación puede proceder de diferentes fuentes de calor, ya sea mediante intercambio de calor con corrientes procedentes de un campo de captación solar o de una caldera de gas, o bien directamente de la combustión del gas natural o de los gases licuados tales como propano o butano a través de un quemador de llama directa. El coste de la electricidad y/o disponibilidad de las fuentes de calor pueden ser suficientes para justificar el uso de las enfriadoras de agua de absorción, especialmente en

aplicaciones de acondicionamiento de aire en los meses de verano, en los cuales la necesidad de climatización en edificios se incrementa y la red de gas se encuentra infrutilizada.

Por lo tanto, las enfriadoras de agua de absorción aportan flexibilidad operativa e importantes beneficios en relación a los sistemas de compresión mecánica de vapor. En primer lugar, contribuyen a la disminución de la demanda eléctrica. En segundo lugar, ofrecen bajos costes de operación y la ausencia de partes móviles en los equipos permite reducir los costes de mantenimiento. Y en tercer lugar, contribuyen a la reducción de emisiones de CO₂, por la disminución en el consumo de electricidad que implica una menor combustión de combustibles fósiles en centrales eléctricas, y porque no utilizan fluidos de trabajo que contribuyan a la destrucción de la capa de ozono.

Los equipos de refrigeración por absorción convencionales utilizan generalmente dos fluidos de trabajo agua/bromuro de litio (H₂O/LiBr) o amoníaco/agua (NH₃/H₂O). Existen otros fluidos de trabajo que se han propuesto para mejorar las prestaciones de estos equipos con respecto a los fluidos convencionales (Grossman y Gommed, 1987; Erickson *et al.*, 1996; Best y Holland, 1990; Bourouis *et al.*, 2005a,b). Las ventajas del fluido convencional H₂O/LiBr se basan en sus favorables propiedades termodinámicas, su alta entalpía de evaporación, no es tóxico, ni inflamable, ni explosivo, y no requiere de equipos adicionales para rectificación. Además, el agua es uno de los refrigerantes naturales más aceptables, debido a su seguridad y coste. Por otra parte, la tecnología de refrigeración por absorción con H₂O/LiBr cuenta con un largo período de experiencia en la fabricación y funcionamiento de enfriadoras de agua. El otro fluido de trabajo convencional, NH₃/H₂O, se ha utilizado en sistemas de refrigeración por absorción por un tiempo bastante largo para aplicaciones de refrigeración industrial. Aunque, este fluido de trabajo tiene buenas propiedades termodinámicas, la toxicidad del amoníaco y la necesidad de equipos de rectificación son factores limitantes.

A pesar de que los sistemas de refrigeración por absorción ofrecen ventajas importantes, los sistemas de compresión de vapor convencionales siguen dominando el mercado. En los últimos años, un gran número de investigaciones se han enfocado en el desarrollo de sistemas de absorción para aplicaciones de climatización. Con el fin de promover el uso de sistemas de refrigeración por absorción, se requiere un desarrollo adicional que mejore su rendimiento, reduzca su coste y finalmente permita conseguir su viabilidad económica frente a las enfriadoras de agua eléctricas convencionales. Las configuraciones de ciclo más avanzadas suponen una mejora del ciclo de simple y doble-efecto, alcanzando valores de rendimiento superiores, sin embargo, requieren de condiciones de operación inusuales: temperaturas por encima de 150°C, mayores rangos de solubilidad y de presión, al trabajar a temperaturas de accionamiento en el generador más elevadas. Por otra parte, se reconoce que el fluido convencional H₂O/LiBr en enfriadoras de agua no puede alcanzar satisfactoriamente estas altas temperaturas de operación. Por lo cual, numerosas investigaciones se han realizado para identificar posibles absorbentes capaces de operar a altas temperaturas.

Erickson (1984, 1986a) patentó el uso de soluciones acuosas de nitratos y nitritos como fluido de trabajo en bombas de calor por absorción a altas temperaturas (260°C). En estas patentes se plantea la utilización de mezclas constituidas con al menos dos nitratos de metales alcalinos, combinados con al menos un nitrito de metal alcalino, formando así un absorbente para el vapor de agua con excelentes características. Posteriormente, Davidson y Erickson (1986a) presentaron una solución ternaria compuesta con los

nitratos alcalinos: LiNO_3 , KNO_3 , NaNO_3 y composición másica de sales de 53, 28 y 19%, respectivamente, como absorbente para aplicaciones de sistemas de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura. A continuación, Erickson y Howe (1989) denominaron con el nombre de "Alkitratos" (Alktrate, en inglés) a este nuevo absorbente. En un trabajo posterior, los mismos autores Howe y Erickson (1990) se refirieron con el nombre de Alkitratos al fluido de trabajo (no solo al absorbente), compuesto de agua (refrigerante) y la mezcla ternaria de los nitratos alcalinos LiNO_3 , KNO_3 , NaNO_3 (absorbente) con la proporción propuesta por Davidson y Erickson (1986a). En el presente estudio, se ha utilizado el nombre de Alkitratos para hacer referencia al fluido de trabajo compuesto por la solución acuosa de nitratos alcalinos LiNO_3 , KNO_3 , NaNO_3 en la proporción másica porcentual 53:28:19, respectivamente.

En el presente trabajo, se estudia la solución acuosa de nitratos alcalinos (Alkitratos) como fluido de trabajo en enfriadoras de agua de absorción con accionamiento a altas temperaturas, como posible sustituto del fluido convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ para mejorar el aprovechamiento de la fuente de calor de alta temperatura, sin presentar problemas de corrosión ni estabilidad térmica.

1.2. Justificación

Los desarrollos tecnológicos han hecho de los sistemas de refrigeración por absorción una alternativa económica y eficaz a los sistemas de refrigeración por compresión de vapor. La ventaja principal de las enfriadoras de agua de absorción es su contribución a la disminución de la demanda de energía eléctrica que se plantea en los meses de verano, debido al aumento de la necesidad de climatización de edificios que se produce en dicha estación del año.

Una de las aplicaciones más importantes de los sistemas de absorción es la de producción de agua fría para aire acondicionado utilizando la tecnología de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$. Los nuevos desarrollos en enfriadoras de agua de absorción comerciales consisten en tecnologías de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ de doble-efecto, las cuales obtienen valores de coeficiente de operación (COP) no muy elevados, del orden de 1 y 1.3 y no permiten aprovechar el potencial térmico de la fuente de energía de alta temperatura debido a las limitaciones derivadas de los problemas de corrosión e inestabilidad térmica del absorbente convencional a temperaturas superiores a 150°C .

Con el fin de mejorar el aprovechamiento térmico de la fuente de calor de alta temperatura y así mejorar la eficiencia de las enfriadoras de agua de absorción, se han propuesto gran variedad de ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto. Los nuevos desarrollos de ciclos de refrigeración por absorción tienen como objetivo no solo mejorar el COP mediante configuraciones avanzadas de ciclos sino también la reducción del tamaño de los equipos y la introducción al sector residencial y comercial. Los ciclos de triple-efecto representan una mejora sustancial sobre el rendimiento de los ciclos doble-efecto equivalentes.

Por otro lado, aunque el mercado mundial reconoce la tecnología de refrigeración por absorción como un sistema alternativo de energías disponibles a las enfriadoras de agua por compresión de vapor, las enfriadoras de agua de absorción son más costosas que los sistemas convencionales, debido principalmente a que requieren un mayor número de componentes y de mayor tamaño. Así, la elevada inversión inicial es el mayor

inconveniente que limita la aplicación generalizada de estos sistemas de absorción. Los intercambiadores de calor constituyen la mayor parte de la inversión inicial. El absorbedor seguido del generador son los componentes de mayor tamaño del equipo de absorción. Por lo cual, una mejora del proceso de absorción, el cual representa el verdadero corazón de esta tecnología, significaría una disminución del área de intercambio de calor, y por lo tanto una reducción significativa de los costes de la máquina de absorción.

El propósito del presente estudio es investigar la posibilidad de aumentar el aprovechamiento de la fuente de calor de alta temperatura mediante el desarrollo de un absorbente, que no sea corrosivo, sea estable térmicamente a altas temperaturas y con un alto potencial de absorción, para ser utilizado en ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto.

El fluido de trabajo compuesto por H_2O (refrigerante) y la mezcla ternaria de nitratos alcalinos (absorbente), llamado Alkitratos, es potencialmente útil para este tipo de aplicaciones debido a que no es corrosivo y cuenta con gran estabilidad térmica hasta temperaturas de aproximadamente $260^{\circ}C$. Estas mezclas mantienen el agua como refrigerante y proponen la sustitución del LiBr por un absorbente compuesto de un sistema ternario de nitratos alcalinos para eliminar las limitaciones del absorbente convencional.

1.3. Objetivos

A continuación se presenta el objetivo general y los objetivos específicos del presente trabajo.

El **objetivo principal** de este trabajo es estudiar la solución acuosa de nitratos alcalinos como nuevo fluido de trabajo para enfriadoras de agua de absorción, que utilicen H_2O como refrigerante, en configuraciones de triple-efecto capaces de operar a temperaturas de hasta $260^{\circ}C$. Estos ciclos mejoran el aprovechamiento térmico de las fuentes de calor de alta temperatura y eliminan las limitaciones que presenta el fluido de trabajo convencional $H_2O/LiBr$.

Para conseguir este objetivo se han planteado una serie de objetivos específicos los cuales se detallan a continuación.

El **primer objetivo** consiste en realizar la determinación experimental, estimación y modelización de las propiedades termofísicas de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos, con el fin de obtener una base de datos de las propiedades de los sistemas de nitratos y nitritos alcalinos en el rango de trabajo de un ciclo de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura. Asimismo, se realizarán las correspondientes correlaciones empíricas de los datos experimentales y modelos termodinámicos de las propiedades de dichos sistemas, que serán útiles para los trabajos de simulación y el estudio de la transferencia de calor y de masa que se llevarán a cabo en esta investigación.

El **segundo objetivo** consiste en el desarrollo de la simulación del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto que utiliza la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo, con el fin de mejorar el aprovechamiento del potencial térmico de la fuente de alta temperatura.

El **tercer objetivo** es el estudio del proceso de absorción de la solución acuosa de nitratos alcalinos en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales. Con este propósito, se diseñará y construirá un dispositivo experimental que trabaje en modo continuo para el estudio experimental de la transferencia simultánea de calor y de masa que tiene lugar durante el proceso de absorción de vapor de agua por una película descendente de la solución de nitratos alcalinos que fluye por el exterior de un haz de tubos horizontales. En el dispositivo experimental se llevará a cabo un análisis de sensibilidad del funcionamiento del absorbedor frente a las variables de operación más significativas.

El **cuarto objetivo** plantea el desarrollo de un modelo de redes neuronales artificiales (RNA) para la determinación de los parámetros de eficiencia del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo, a partir de la base de datos experimentales obtenida de los ensayos del estudio del proceso de absorción.

Como **quinto objetivo** se estudia los procesos simultáneos de transferencia de calor y de masa que ocurren en el absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo, a través de un modelo teórico del absorbedor que permite evaluar la influencia de los regímenes de flujo que describe la película descendente en el funcionamiento del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales.

1.4. Estructura de la tesis

Esta tesis se ha estructurado en los siguientes capítulos:

En este Capítulo 1 se plantea una introducción a la problemática que justifica la realización de la presente tesis doctoral. Se han definido el objetivo general y los objetivos específicos de la presente tesis.

El Capítulo 2 está dedicado a la revisión bibliográfica de los diferentes sistemas que han sido objeto de estudio en la presente tesis doctoral. Se presenta una revisión bibliográfica de los sistemas de refrigeración por absorción de triple-efecto y los nuevos fluidos de trabajo. También se incluye el estado del arte de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos como fluido de trabajo en sistemas de absorción. Además, se presenta una revisión de los estudios experimentales y teóricos de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales. Por último, se incluye una breve descripción y revisión bibliográfica sobre modelos de redes neuronales artificiales en aplicaciones de sistemas de absorción y en la predicción de propiedades termodinámicas y de transporte de los fluidos.

En el Capítulo 3 se ha realizado la determinación experimental y el modelado de las propiedades termodinámicas y de transporte de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos.

En el Capítulo 4 se presenta la simulación de la configuración del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto que se ha seleccionado para operar con las soluciones acuosas de nitratos y nitratos alcalinos como fluido de trabajo. En este capítulo también se incluye la comparación del funcionamiento de este ciclo con los ciclos de doble y triple-efecto con el fluido convencional $H_2O/LiBr$.

En el Capítulo 5 se describen los aspectos de diseño y construcción del dispositivo experimental para el estudio del proceso de absorción de la solución acuosa de nitratos alcalinos. La descripción de los principales componentes, la instrumentación y los procedimientos de operación se han incorporado en este capítulo.

El Capítulo 6 presenta el estudio experimental del proceso de absorción de vapor de agua por la solución acuosa de nitratos alcalinos que desciende en forma de película por el exterior de un haz de tubos horizontales y que se enfría con agua que circula por el interior de los tubos. La evaluación del funcionamiento del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo se ha llevado a cabo por medio del estudio de sensibilidad de diferentes variables de operación.

El Capítulo 7 presenta la aplicación del método de redes neuronales artificiales para predecir los parámetros de eficiencia del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo en las condiciones de operación identificadas en el capítulo 4.

El Capítulo 8 plantea la predicción del funcionamiento del absorbedor de película descendente a través de un modelo teórico que considera los tres regímenes de flujo de la película: formación de gotas, caída de gotas y película descendente. Con el modelo se predice las condiciones de salida del absorbedor en función de las variables de entrada.

El Capítulo 9 presenta las conclusiones obtenidas en esta tesis y las perspectivas de trabajos futuros en este tema.

El Apéndice A contiene el cálculo de incertidumbres de las medidas experimentales realizadas en el presente estudio.

El Apéndice B contiene los planos de diseño y otras características de los distribuidores de solución estudiados.

El Apéndice C contiene los datos experimentales obtenidos del estudio de sensibilidad del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos.

Capítulo 2

Estado del arte de los sistemas estudiados

2.1. Introducción

La tecnología de refrigeración por absorción es una técnica más antigua que la tecnología de compresión. La primera máquina de absorción se construyó en 1860 por Ferdinand Carré. Desde entonces ha evolucionado de tal forma que en la actualidad se dispone de una amplia gama de equipos con rendimientos energéticos superiores a sus antecesores. Hoy en día, la absorción se ha utilizado principalmente en aplicaciones en las cuales están disponibles calores residuales al mismo tiempo que existe la necesidad de refrigeración. La baja eficiencia de esta tecnología ha inhibido su competitividad frente a las enfriadoras de agua convencionales de compresión de vapor.

Este capítulo presenta una revisión de los estudios realizados sobre enfriadoras de agua de absorción de triple-efecto centrándose en los estudios de simulación y en los avances tecnológicos más recientes. Además se presenta una revisión de los fluidos de trabajo convencionales y las limitaciones que motivan la búsqueda de nuevos fluidos que trabajen en condiciones de operación cada vez más exigentes. También, en este capítulo se presenta una revisión de los estudios enfocados en las soluciones de nitratos y nitritos alcalinos como fluido de trabajo en ciclos de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura.

Por otra parte, el corazón de la enfriadora de agua de absorción es el absorbedor, en el cual ocurre el proceso de transferencia simultánea de calor y de masa cuando el refrigerante es absorbido por una solución. En este capítulo se incluye también una revisión de estudios experimentales y teóricos de los procesos de transferencia de calor y de masa en absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales.

Por último, se incluye la descripción de los principios básicos de los modelos de redes neuronales artificiales (RNA), así como también, la revisión de estudios realizados en aplicaciones de sistemas de refrigeración por absorción y en la predicción de propiedades termofísicas de los fluidos. Este método se ha utilizado en el presente trabajo para modelar los datos experimentales del estudio del proceso de absorción y modelar dos propiedades termofísicas del fluido de trabajo (densidad y viscosidad).

2.2. Tecnologías de refrigeración por absorción

2.2.1. Principios de operación de los sistemas de refrigeración por absorción

Las enfriadoras de agua de absorción son similares a las enfriadoras de agua convencionales de compresión de vapor con motor eléctrico (figura 2.1 a y b). Aunque las enfriadoras de agua de absorción son más grandes y complejas, ambas utilizan el mismo principio básico de operación. En una enfriadora de agua por compresión (figura 2.1.a), el frío se produce en el evaporador (EVP), donde se evapora el refrigerante y el calor es rechazado en el condensador (CND) donde se condensa el refrigerante. La energía de elevación de temperatura desde una temperatura baja a una más alta se suministra a través de energía mecánica al compresor, en el caso de los equipos convencionales.

En lugar de utilizar energía eléctrica para el accionamiento del motor del compresor de la enfriadora, las enfriadoras de agua de absorción se activan con energía térmica. Por lo tanto, en las enfriadoras de agua de absorción el compresor mecánico se reemplaza por un circuito que conforma un “compresor térmico”, responsable de realizar los procesos de absorción, circulación y desorción de la solución, que permite crear el efecto de la condensación del refrigerante y el retorno al evaporador. La solución que ha absorbido refrigerante, se bombea al generador (GEN) donde se separa el refrigerante en forma de vapor, este vapor posteriormente se condensa en el condensador (CND). El absorbente regenerado retorna al absorbedor para absorber nuevamente vapor de refrigerante.

Así, una enfriadora de agua de absorción de simple-efecto consta principalmente de un condensador y un evaporador (como en las enfriadoras por compresión mecánica) y de un generador y un absorbedor. Estos cuatro componentes del ciclo de refrigeración por absorción intercambian calor con corrientes externas (Q_A , Q_C , Q_E y Q_G). El calor se suministra al generador (Q_G) a una temperatura relativamente alta y es disipado en el absorbedor (Q_A) y en el condensador (Q_C) a una temperatura intermedia. El efecto frigorífico tiene lugar en el evaporador (Q_E). Otros componentes de la enfriadora de agua de absorción son: un intercambiador de calor de solución, una bomba de solución y una válvula de expansión.

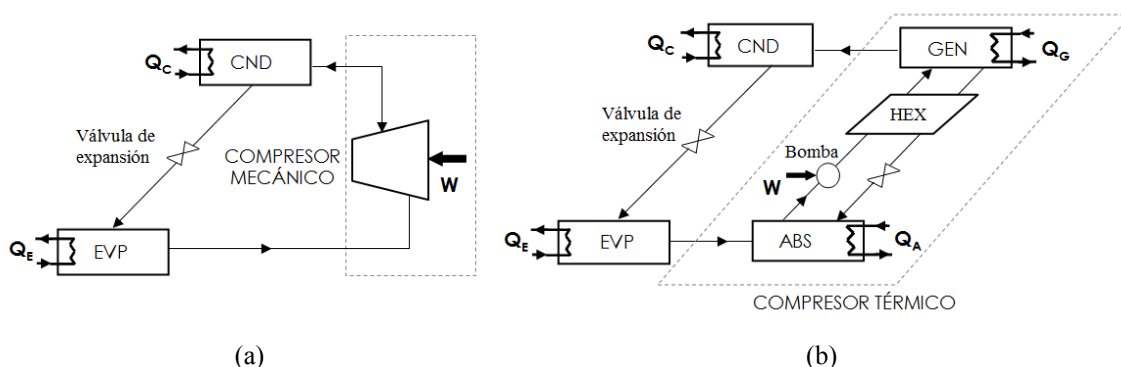


Figura 2.1. Ciclo de refrigeración: (a) por compresión mecánica, (b) por absorción.

En sistemas de refrigeración por absorción el fluido de trabajo es una mezcla binaria (un refrigerante y un absorbente). Por el evaporador circula el refrigerante líquido mientras

que el absorbedor opera con una solución del refrigerante/absorbente. El absorbedor (ABS) y evaporador (EVP) están conectados para permitir que la solución en el absorbedor absorba el vapor de refrigerante proveniente del evaporador. Mientras que el vapor del refrigerante es absorbido, la temperatura del refrigerante restante en el recipiente del evaporador se reduce como consecuencia de su evaporación. Esto provoca el efecto de refrigeración en el evaporador (Q_E). Al mismo tiempo, la solución dentro del absorbedor se va diluyendo debido a la cantidad de refrigerante que se ha absorbido. El proceso de absorción es exotérmico, durante la absorción se libera el calor de dilución y el calor de condensación. Con el fin de mantener la capacidad de absorción de la solución, se debe disipar a los alrededores el calor que se genera en el absorbedor (Q_A). Además, para que el proceso de absorción se produzca de manera continua, se requiere de la combinación de otros dos procesos: el proceso de separación (desorción) a una presión más alta que el proceso de absorción, y la circulación de solución por medio de una bomba (Srikhirin *et al.*, 2001).

El proceso de separación de la solución diluida (menos concentrada en absorbente), consiste en remover la cantidad de refrigerante que se ha absorbido en el absorbedor. Este proceso requiere de calor, el cual es aplicado al generador (GEN). Este calor se refiere a la potencia térmica requerida para la activación del ciclo (Q_G). Posteriormente, el refrigerante en la fase vapor que se ha producido en el generador se condensa disipando calor a los alrededores (Q_C), mientras que la solución absorbente se regresa al absorbedor. El refrigerante condensado pasa a través de una válvula de expansión y llega al evaporador, donde el ciclo inicia nuevamente.

La bomba permite la circulación de la solución proveniente del absorbedor y la envía al generador. La energía mecánica consumida por la bomba de circulación de solución es relativamente despreciable en comparación con los valores de las energías térmicas intercambiadas en los otros componentes.

El coeficiente de operación (COP) de un sistema de refrigeración por absorción puede ser obtenido por la siguiente expresión:

$$\text{COP} = \frac{\text{Capacidad de enfriamiento obtenida en el evaporador}}{\text{Calor de entrada al generador} + \text{trabajo de entrada de la bomba}} \quad (2.1)$$

Por otra parte, el intercambiador de calor de solución (HEX) permite que la solución procedente del absorbedor sea precalentada antes de entrar en el generador utilizando el calor de la solución caliente que sale del generador, reduciendo la potencia térmica de accionamiento y por consiguiente mejorando la eficiencia del ciclo.

2.2.2. Clasificación de las máquinas de refrigeración por absorción

Las enfriadoras de agua de absorción se clasifican de acuerdo a distintos criterios propuestos en la bibliografía. Fallek (1985) clasifica a las enfriadoras de agua de absorción de acuerdo al tipo de energía térmica utilizada para su accionamiento. Otros criterios de clasificación consideran el fluido de trabajo y el número de etapas o efectos del ciclo.

De acuerdo al método de accionamiento las enfriadoras de agua de absorción se clasifican en enfriadoras de accionamiento directo o indirecto:

- **Accionamiento directo o de llama directa.** La fuente de calor proviene de la combustión de gas natural o algún otro combustible, que se quema dentro de la unidad por lo cual la llama está en contacto directo con el generador. Varios tipos de combustibles tales como gas natural, petróleo o propano, pueden ser utilizados en el quemador de llama directa. El gas natural es el combustible que se utiliza más comúnmente.
- **Accionamiento indirecto.** La fuente de calor consiste en vapor de agua o fluido caliente, generalmente proveniente de una corriente de calor residual recuperada de un proceso industrial. Las máquinas que utilizan gases residuales limpios y calientes como fuente de calor son llamadas enfriadoras de recuperación de calor.

Por otra parte, las propiedades físico-químicas y termodinámicas del fluido del trabajo determinan en gran medida el funcionamiento de un sistema de refrigeración por absorción (Perez-Blanco, 1984). Los dos fluidos de trabajo más comunes en ciclos de refrigeración por absorción son: agua/bromuro de litio ($\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$) y amoníaco/agua ($\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$). Las tecnologías que utilizan $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$, utilizan H_2O como refrigerante, lo cual limita estas aplicaciones a temperaturas de enfriamiento por encima de 0°C , tales como enfriadoras de agua para sistemas de aire acondicionado. En cambio, las enfriadoras que utilizan $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$ pueden alcanzar temperaturas de refrigeración mucho menores, debido a que la temperatura de congelación del amoníaco es de -77°C (Herold *et al.*, 1996).

Cuando el absorbente es volátil, como en el caso del $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$, el sistema requiere de un componente adicional, el rectificador. Como el H_2O (absorbente), es volátil, una parte se evapora junto con NH_3 (refrigerante). Sin el rectificador, esta agua se condensa y se acumula en el interior del evaporador, haciendo que el rendimiento descienda.

En este estudio, se hará especial énfasis en la descripción de los sistemas que utilicen agua como refrigerante y absorbentes no volátiles, como el LiBr , porque son los sistemas más comunes en enfriadoras de agua de absorción.

Por último, las enfriadoras de agua de absorción se clasifican comúnmente de acuerdo al número de efectos del ciclo. El número de efectos se refiere al número de procesos de generación del refrigerante. De acuerdo a esta clasificación las enfriadoras de agua de absorción pueden ser de simple, doble y triple-efecto. Las enfriadoras de agua de absorción actuales son de simple-efecto o de doble-efecto, mientras que, los sistemas de triple-efecto se encuentran todavía en desarrollo. Como es de esperar, el número de efectos mejora el rendimiento del sistema, sin embargo, las enfriadoras de agua de absorción de multi-efectos requieren de mayores temperaturas de accionamiento en el generador y un mayor número de componentes. La tabla 2.1 resume los parámetros y características de las enfriadoras de agua de absorción de simple, doble y triple-efecto que utiliza $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo.

A continuación se describen cada una de estas configuraciones.

Capítulo 2. Estado del arte de los sistemas estudiados

Tabla 2.1. Características de las enfriadoras de agua de absorción que utilizan $H_2O/LiBr$ como fluido de trabajo (Srikhirin *et al.* 2001; Deng *et al.*, 2011).

Efecto	Simple	Doble	Triple
Temperatura de agua fría (°C)		5-10	
Temperatura de la fuente de accionamiento (°C)	80-120	120-170	200-230
COP térmico	0.5-0.7	1.0-1.2	1.4-1.7
Estado actual	Comercial	Comercial	Experimental, prototipo
Otras características	1. Simplicidad y han sido ampliamente usadas. 2. Operan en condiciones de vacío.	1. El calor de condensación en la etapa superior es utilizado como fuente de accionamiento para el generador de menor temperatura. 2. Operan en condiciones de vacío.	1. Ciclo de mayor eficiencia. 2. Sistema de control de mayor complejidad. 3. Recupera el calor de condensación en la etapa superior para utilizarlo como fuente de accionamiento para el generador de menor temperatura 4. Permite el aprovechamiento del nivel térmico de la fuente de calor de alta temperatura. 5. Requiere de mayor mantenimiento debido a la alta corrosión debido a las altas temperaturas de operación 6. Operan en condiciones de vacío.

2.2.2.1. Ciclo de simple-efecto

Este ciclo es el diseño más sencillo de las máquinas de refrigeración por absorción. En la figura 2.1.b se muestra un diagrama esquemático de una enfriadora de agua de simple-efecto que utiliza un absorbente no volátil como el $LiBr$. Estas máquinas utilizan agua caliente o vapor de baja presión como fuente de accionamiento.

En una enfriadora de simple-efecto, el refrigerante vapor se produce en el evaporador (EVP) y luego se absorbe exotérmicamente por la solución absorbente que entra al absorbedor (ABS). El calor removido en el absorbedor se disipa al exterior. La solución diluida se bombea al generador, donde se concentra nuevamente y se retorna al absorbedor. El calor Q_G , se suministra al generador (GEN) para proporcionar la energía requerida para separar el refrigerante del absorbente. El refrigerante se condensa en el condensador (CND), mientras que la solución absorbente concentrada retorna al absorbedor. El intercambiador de calor de solución (HEX), intercambia calor entre la solución diluida y la concentrada, mejorando la eficiencia del sistema.

El proceso cíclico de las enfriadoras de agua de absorción de simple-efecto se lleva a cabo entre dos niveles de presión, una presión baja en la sección evaporador-absorbedor y una mayor presión en la sección generador-condensador. Las temperaturas máximas de operación en estos ciclos se determinan en función de las propiedades físicas y químicas del fluido de trabajo (refrigerante/absorbente) y de las características de la fuente de calor de accionamiento.

Aunque la tecnología de simple efecto ya está consolidada, la baja eficiencia de estos sistemas ha inhibido su competitividad. Estos ciclos tienen coeficientes de operación

(COP) entre 0.5 y 0.7. La mayoría de las enfriadoras de agua de simple-efecto se instalan en aplicaciones que poseen calor residual disponible.

Los ciclos de simple-efecto se utilizan en aplicaciones de producción de agua fría para aplicaciones de aire acondicionado y para el enfriamiento de fluidos en procesos industriales. Los principales fabricantes de las enfriadoras de agua de absorción con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo son: Broad (China), Carrier (EEUU), Ebara (Japón), Entropic (Francia/Alemania), Hitachi (Japón), Kawasaki (Japón), Kyung Won Century (Corea), LG Machinery (Corea), McQuay (EEUU), Mitsubishi Heavy Industries (Japón), Sanyo (Japón), Thermax (India), Toshiba (Japón), Trane (EEUU) y Yazaki (Japan) y York (EEUU).

2.2.2.2. Ciclo de doble-efecto

La búsqueda de mayores eficiencias en las enfriadoras de agua de absorción ha motivado el desarrollo de sistemas de dos o más efectos. La eficiencia de los sistemas de absorción aumenta añadiendo efectos al ciclo de simple-efecto convencional. Así, la enfriadora de doble-efecto difiere de la enfriadora de simple-efecto en que posee dos condensadores y dos generadores en lugar de uno solo de cada uno. Los ciclos de doble-efecto fueron concebidos durante 1956 y 1958 (Vliet *et al.*, 1982) y representan un paso importante en el aumento del desempeño de las máquinas de simple-efecto, alcanzando valores de COP entre 1.0 y 1.2. La figura 2.2 muestra un esquema del ciclo de refrigeración por absorción de doble-efecto en un diagrama presión-temperatura. En este ciclo, el generador de mayor temperatura (GEN 2) recibe el calor de la fuente de calor de alta temperatura (Q_G) suministrada externamente para evaporar el refrigerante contenido en la solución diluida. El vapor de refrigerante formado en el generador de alta temperatura se condensa en el CND(2) y el calor producido se utiliza para proporcionar calor al generador de baja temperatura (GEN1).

Estos sistemas utilizan generalmente como fuentes de calor vapor de alta presión o cámaras de combustión de gas. Los ciclos de doble-efecto se encuentran en aplicaciones de aire acondicionado en las regiones donde el coste de la electricidad es alto en relación con el gas natural o en aplicaciones donde el vapor de alta presión está disponible fácilmente.

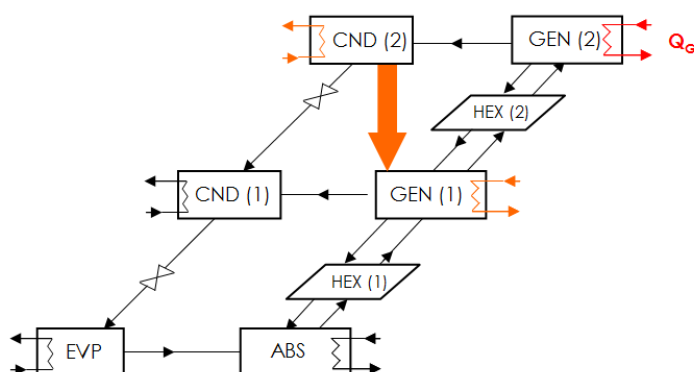


Figura 2.2. Ciclo de refrigeración por absorción de doble-efecto con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo.

A pesar de que las enfriadoras de agua de doble-efecto son más eficientes que las de simple-efecto, tienen un coste inicial elevado. Para su fabricación deben considerarse

materiales especiales, debido a las condiciones de operación: temperaturas mayores a las de simple-efecto y por lo tanto mayor posibilidad de corrosión de los materiales. Además, poseen un mayor número de componentes y requieren de sistemas de control más complicados.

Varios estudios han propuesto diferentes fluidos de trabajo adecuados para ciclos de refrigeración por absorción de doble-efecto (Kaushik y Chandra, 1985; Garimella y Christensen, 1992). Si se utiliza el fluido de trabajo $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$ en lugar del $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ las presiones alcanzadas en la etapa de alta temperatura son muy elevadas. Por lo cual para el fluido de $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$ se han definido otras configuraciones de ciclo doble-efecto (Srikhirin *et al.*, 2001).

2.2.2.3. Ciclo de triple-efecto

Los ciclos de triple-efecto representan el siguiente paso en la evolución de las tecnologías de absorción de doble-efecto porque son capaces de proporcionar una mejora importante en su desempeño. El COP de las enfriadoras de agua de absorción de triple-efecto está alrededor de 1.7. Los mayores niveles de eficiencia conseguidos con las enfriadoras de agua de triple-efecto amplían el mercado para los sistemas por absorción, sin embargo, el coste y la complejidad de estas máquinas son mayores.

Actualmente, las enfriadoras de agua de absorción de triple-efecto aún están en desarrollo. En la siguiente sección se detalla una revisión de las investigaciones realizadas en ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto.

La figura 2.3 muestra un ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con cuatro niveles de presión. La enfriadora de agua de triple-efecto dispone de tres generadores GEN(1), GEN(2) y GEN(3) que operan a temperatura baja, media y alta, respectivamente. De manera similar que en los ciclos de doble-efecto se utiliza el calor disipado en el proceso de condensación para activar el generador de la etapa siguiente de menor temperatura. Por lo cual el ciclo de triple-efecto incluye dos procesos térmicos internos de intercambio de calor entre el condensador de una etapa y el generador de la etapa de siguiente de menor temperatura: el calor de condensación del refrigerante proveniente del generador de mayor temperatura que tiene lugar en CND(3) se utiliza para accionar al generador en la etapa siguiente de menor temperatura, GEN(2); y el calor disipado en la condensación que se produce en el condensador CND(2) se utiliza como fuente de calor de accionamiento del generador GEN(1). El condensado del refrigerante obtenido de los tres condensadores retorna al evaporador donde absorbe mayor cantidad de calor que en los ciclos de simple y de doble-efecto.

Estas enfriadoras de agua requieren de temperaturas superiores a 160°C para su activación, por lo cual el generador de alta temperatura se calienta por una fuente de calor de alta temperatura. Sin embargo, el calor de accionamiento, Q_G , se aprovecha en las etapas inferiores, lo cual permite una mayor producción de frío en el evaporador y por lo tanto un mayor COP que el ciclo de doble-efecto.

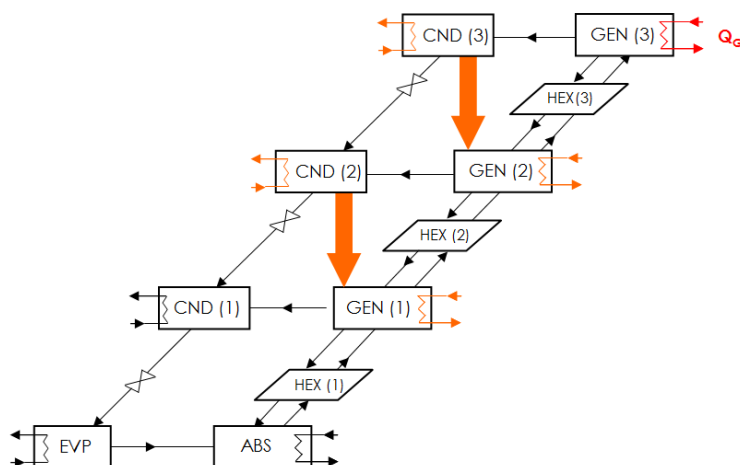


Figura 2.3. Ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto (flujo en paralelo).

2.3. Enfriadoras de agua de absorción de triple-efecto

Se han propuesto una gran variedad de configuraciones de ciclos de triple-efecto. Estos ciclos se han caracterizado frecuentemente en términos del número de componentes de intercambio de calor que contienen. Esta caracterización proporciona una medida de la complejidad del sistema. También es importante considerar el número de bombas, los niveles de temperatura y presión, y el rango de concentraciones en los cuales opera el ciclo (intervalo de solubilidad).

Los sistemas de refrigeración por absorción que contienen varios generadores fueron patentados por Mamiya (1973, 1974). En estas patentes, el ciclo utiliza $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo y dispone de sistemas de multi-etapa generador-condensador y al menos una etapa del sistema evaporador-absorbedor. También posee de una bomba de solución para elevar la presión entre las etapas. Esta configuración obtiene un mayor efecto frigorífico en función de la cantidad de calor que se utiliza para el accionamiento del ciclo. Además, permite la operación con concentraciones de LiBr no tan elevadas, con lo cual se consigue reducir los problemas de cristalización del absorbente.

Oouchi *et al.* (1985) propusieron un ciclo de tres condensadores y tres generadores (figura 2.4), el cual es una extensión del ciclo convencional de doble-efecto que permite obtener valores de COP de 1.67. Este ciclo consta de 16 componentes: un evaporador EVP(1) y un absorbedor ABS(2), los cuales intercambian calor con corrientes externas; tres condensadores (CND6, CND7 y CND8), tres generadores (GEN3, GEN4 y GEN5), tres intercambiadores de calor de solución (HEX9, HEX10 y HEX11), tres válvulas de expansión (V12, V13 y V14) y tres mezcladores (MIX15, MIX16 y MIX17). La solución diluida a la salida del absorbedor ABS(2) se distribuye a cada uno de los tres generadores (GEN3, GEN4 y GEN5) en arreglo de flujo en paralelo. Con esta configuración, se reduce el efecto de corrosión en el generador de alta temperatura. El calor suministrado al generador de alta temperatura (GEN5) proviene de una fuente externa de energía, mientras que los otros dos generadores (GEN3 y GEN4) son accionados mediante la recuperación del calor de cada condensador de la etapa siguiente de mayor temperatura (CND7 y CND6, respectivamente). El acoplamiento entre cada par condensador-generador se consigue a través de la circulación de un fluido térmico primero al condensador y luego al generador (corrientes 1-2 y 3-4, figura 2.4). También

este acoplamiento puede lograrse físicamente, mediante la integración de dos componentes de manera que la condensación del refrigerante en el lado interno de la superficie de intercambio de calor proporcione calor a la solución desorbida en el otro lado de la superficie (Grossman *et al.*, 1994).

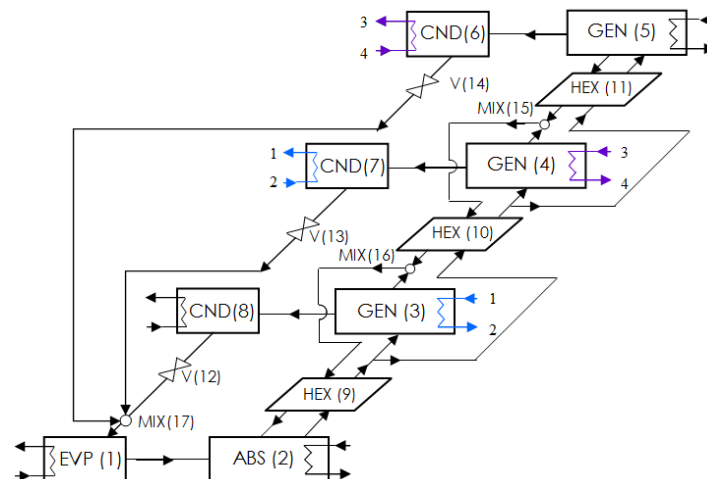


Figura 2.4. Configuración de ciclo triple-efecto 3 condensadores-3 generadores con arreglo de flujo en paralelo (Oouchi *et al.*, 1985; Grossman *et al.*, 1994).

Grossman *et al.* (1994) simularon varias configuraciones de ciclos de triple-efecto en un amplio rango de las condiciones de operación, incluyendo el estudio del efecto de algunos de los parámetros de operación sobre las prestaciones de estos ciclos. El coeficiente de operación (COP) calculado es de 1.729 para la configuración del ciclo de tres condensadores y tres generadores con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo y disposición de flujo en paralelo. También realizaron la simulación de la configuración del ciclo de tres condensadores y tres generadores de disposición de flujo en serie (figura 2.5) obteniendo un COP de 1.272. La configuración en serie dispone de un mezclador menos que el arreglo en paralelo, manteniendo las mismas unidades de intercambio de calor, sin embargo, generalmente requiere de tres bombas de circulación de solución, mientras que la disposición en paralelo puede operar con solo una bomba.

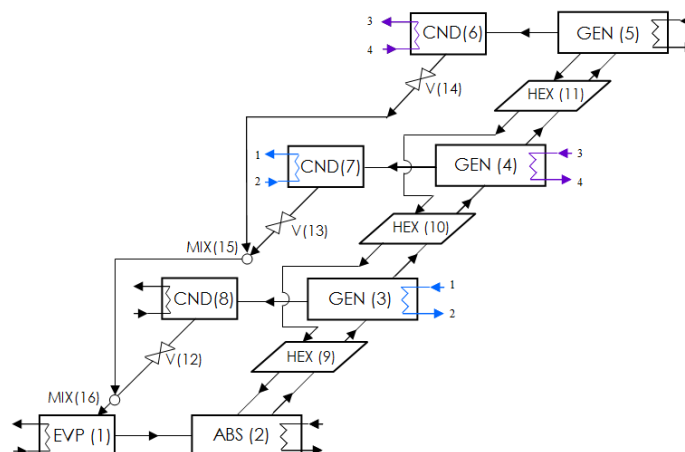


Figura 2.5. Configuración de ciclo triple-efecto 3 condensadores-3 generadores con arreglo de flujo en serie (Grossman *et al.*, 1994).

Gommed y Grossman (1990) y Grossman *et al.* (1994) mostraron para varias configuraciones del ciclo que la disposición de flujo en paralelo posee un desempeño superior en términos del aumento del COP y menor riesgo de cristalización, pero con una pequeña reducción de la capacidad. También, Kaita (2002) realizó simulaciones de ciclos de triple-efecto con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo y diferentes disposiciones de flujo: paralelo, serie y flujo inverso. Además del COP, identificó dos factores importantes en la evaluación de las prestaciones del ciclo: la presión y la temperatura máxima de operación de cada ciclo, los cuales determinan la necesidad de materiales de construcción resistentes a la corrosión. Como resultado obtuvo que el ciclo de triple-efecto con disposición del flujo en paralelo tiene un COP mayor que las otras configuraciones, mientras que la disposición del flujo inverso tiene los menores valores de presión y de temperatura máximas de operación del ciclo.

Otra configuración de ciclo de triple-efecto, propuesta por Miyoshi *et al.* (1985) y DeVault y Biermann (1993) se muestra en la figura 2.6, en la cual se utiliza $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo. Esta configuración consta de dos condensadores acoplados y un circuito de solución en disposición de flujo en paralelo o en serie que circula a los tres generadores de alta, media y baja temperatura (GEN5, GEN4 y GEN3, respectivamente). En el ciclo se recupera el calor disipado en el condensador de alta temperatura (CND6) y se transfiere al generador de temperatura media (GEN3) mediante el circuito de corrientes 3-4, de la misma forma se recupera el calor del condensador CND7 como fuente de accionamiento para el generador de media temperatura GEN4, mediante el circuito de corriente 1-2-5. Esta configuración es similar a la mostrada en la figura 2.4, pero incluye un intercambiador de calor adicional. El COP obtenido para una temperatura máxima de accionamiento del generador de 228°C y disposición de flujo en paralelo es de 1.680 mientras que para la disposición de flujo en serie es de 1.384 (DeVault y Biermann, 1993).

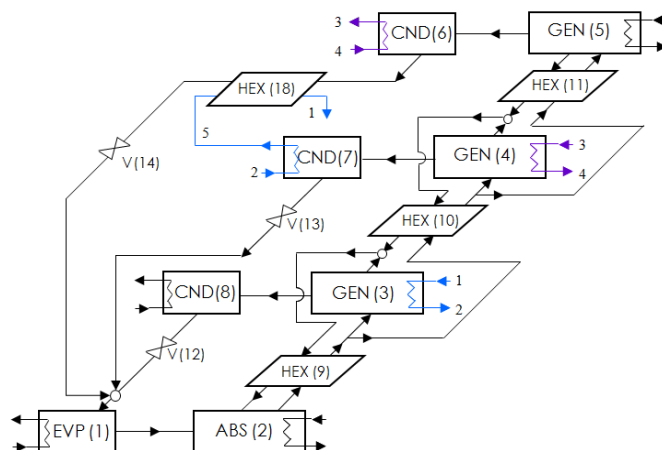


Figura 2.6. Configuración del ciclo de triple-efecto con dos condensadores acoplados en arreglo de flujo en paralelo (Grossman *et al.*, 1994).

Una variación del ciclo anterior se muestra en la figura 2.7. Este ciclo se diferencia del anterior en que no posee el intercambiador de calor HEX(18). En su lugar, la recuperación de calor del condensado caliente se consigue enviando el condensado proveniente del CND(6) al condensador CND(7) y similarmente, el condensado proveniente del CND(7) al condensador CND(8). Grossman *et al.* (1994) demostró que

esta configuración posee mejor desempeño que las anteriores y con igual o incluso menor número de componentes de intercambio de calor.

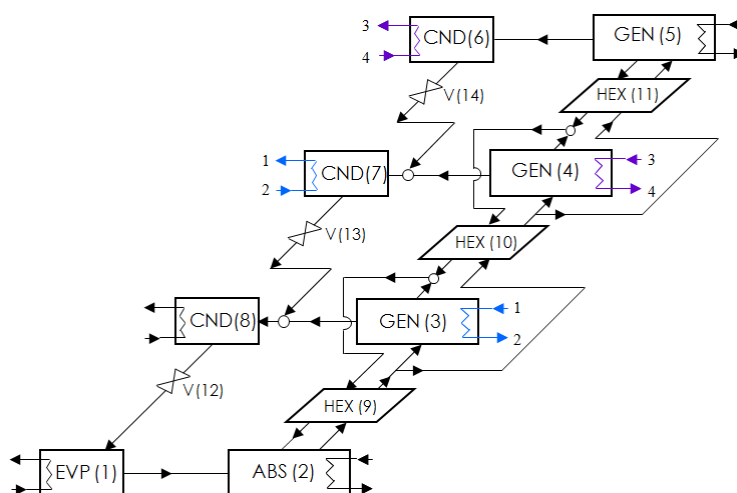


Figura 2.7. Configuración del ciclo de triple-efecto con dos condensadores acoplados alternados en arreglo de flujo en paralelo (Grossman *et al.*, 1994).

Una configuración diferente es el ciclo de triple-efecto de doble-circuito (dual-loop), mostrada en la figura 2.8. Este ciclo está formado por dos ciclos de simple-efecto, uno de ellos opera sobre un mayor rango de temperatura que el otro (DeVault, 1988). Este ciclo recupera calor del condensador y del absorbedor de uno de los circuitos para accionar el generador del otro, produciendo el efecto de enfriamiento en los evaporadores de ambos circuitos. Con esta configuración, los resultados obtenidos muestran un aumento en el aprovechamiento de la fuente de energía para la producción del efecto frigorífico en el evaporador, con un aumento entre 30 y 50% sobre la eficiencia de las máquinas de doble-efecto (DeVault, 1988). Además, esta configuración presenta ventajas sobre los ciclos mostrados previamente porque los dos ciclos separados permiten utilizar fluidos de trabajo diferentes, lo cual puede ser apropiado para el rango en que opera cada fluido. El circuito de baja temperatura puede utilizar un fluido de trabajo convencional como la mezcla $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$, con algún aditivo para mejorar la transferencia de calor y de masa y un inhibidor de corrosión. Otros fluidos de trabajos para este circuito pueden ser $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$, una mezcla ternaria de metanol con bromuro de zinc, una mezcla ternaria de agua con cloruro de zinc y bromuro de litio, y otros fluidos de trabajo (DeVault, 1988). La desventaja de esta configuración es que requiere que el fluido de trabajo del circuito de mayor temperatura tenga un amplio rango de solubilidad, lo cual limita esta aplicación a la disponibilidad de un fluido de trabajo que opere bajo esas condiciones. Algunos fluidos de trabajo que se han propuesto para el circuito de mayor temperatura son: $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$, NH_3 con LiBr y H_2O , la mezcla de NH_3 y varias mezclas de sales tiocianato, hidróxido y agua, trifluoroetanol (TFE) y varios absorbentes, entre otros.

Varios autores propusieron otras configuraciones posibles de ciclos de triple-efecto (Alefeld, 1985; Perez-Blanco, 1993; Ziegler *et al.*, 1993; Erickson *et al.*, 1996). En estos estudios se realizaron consideraciones importantes de varios sistemas que incluyen no solo eficiencia energética del ciclo sino también su practicidad y su costo inicial.

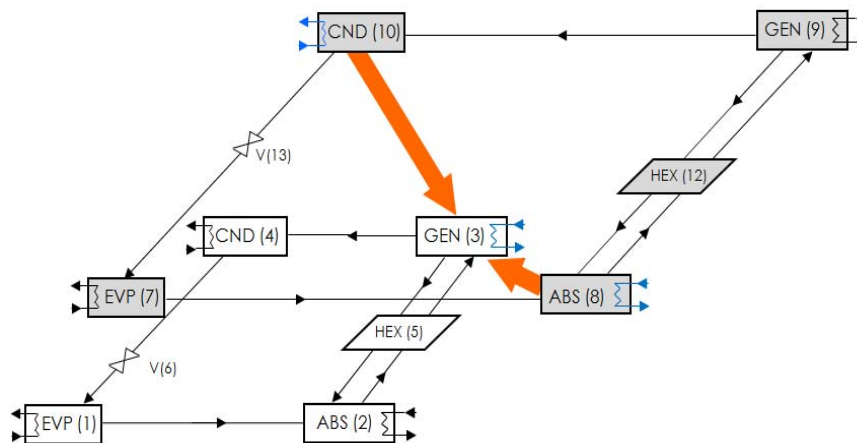


Figura 2.8. Esquema de la configuración del ciclo de doble-circuito (dual-loop).

Alefeld (1982) propuso un método útil para evaluar y comparar diferentes ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto basado en un gráfico simplificado P-T-X del ciclo, el cual indica la localización de las unidades del intercambio de calor. DeVault y Marsala (1990) emplearon métodos similares para realizar comparaciones iniciales de varias configuraciones del ciclo de triple-efecto. Sin embargo, una variación en las conexiones entre los componentes de intercambio de calor (conexiones en flujo paralelo o en serie) no se incluye en un gráfico simplificado P-T-X, pero puede representar una diferencia significativa de su desempeño (Erickson *et al.*, 1996).

En 1994, la empresa York y el laboratorio nacional Oak Ridge (ORNL) de EEUU financiaron el desarrollo de una enfriadora de agua de absorción de triple-efecto. Después de una revisión de diferentes configuraciones de enfriadoras de agua de absorción de ciclo triple-efecto con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo, eligieron la configuración del ciclo de doble condensador acoplado, patentado por DeVault y Biermann (1993). Posteriormente, York anunció la finalización de las pruebas con la enfriadora de agua de 1408 kW construida (figura 2.9), accionada con gas, obteniendo un COP de 1.35 (Mori *et al.*, 2005).

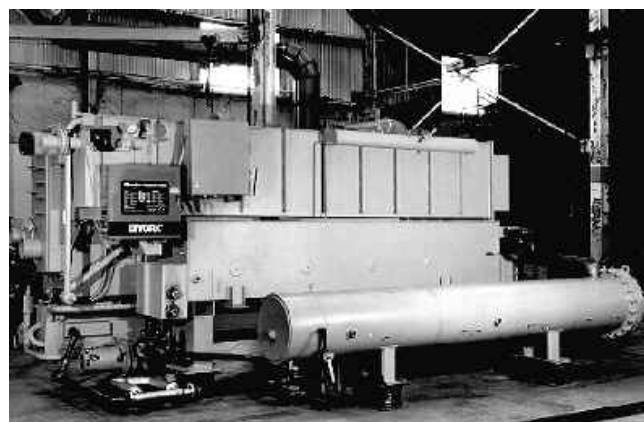


Figura 2.9. Prototipo experimental de la enfriadora de agua de triple-efecto de la compañía York, basado en la configuración de doble condensador acoplado (ORNL, 2012).

En el año 2000, la compañía Trane notificó la existencia del prototipo experimental de una enfriadora de agua de triple-efecto (figura 2.10) basada en la configuración del ciclo de doble-circuito (dual-loop). La enfriadora de agua de absorción permite obtener un COP de 1.6, que representa una mejora 30% en el desempeño de las tecnologías de doble-efecto equivalentes. La enfriadora de agua de triple-efecto desarrollada por Trane opera a temperatura de solución en el generador de 232°C (Deng *et al.*, 2011).



Figura 2.10. Prototipo de la compañía Trane de una enfriadora de agua absorción de triple-efecto con la configuración de doble circuito (ORNL, 2012).

A partir del 2001, la asociación de gas de Japón de manera conjunta con Kawasaki Thermal Engineering (KTE) y otros fabricantes iniciaron el proyecto de desarrollo de un nuevo prototipo de refrigeración por absorción de triple-efecto. Los principales desafíos del proyecto se basan en el desarrollo de inhibidores de corrosión, componentes más compactos y de mayor eficiencia y la optimización del sistema de control (Makita, 2006). En 2004, el prototipo de esta enfriadora de triple-efecto de 527 kW de potencia frigorífica consiguió un COP de 1.49.

Basándose en los resultados de este proyecto, en el año 2005, KTE inició la comercialización de la primera enfriadora/calentadora de absorción de triple-efecto en el mercado, mostrada en la figura 2.11. Esta máquina emplea $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo y obtiene valores de COP entre 1.6 y 1.7 en condiciones de carga parcial. Además, un total de cuatro modelos de enfriadoras/calentadoras fueron desarrollados, entre los cuales se incluyen dos modelos de llama directa con capacidad de enfriamiento de 651 kW y 1196 kW, y dos modelos accionados por agua caliente residual de 580 kW y 1090 kW. Para la KTE, el desarrollo de una tecnología para inhibir la corrosión que produce el absorbente a alta temperatura fue uno de los principales desafíos. A pesar de adición de inhibidores, se observaron pequeños indicios de corrosión luego de varias pruebas (Makita, 2006).

A partir del año 2011, un nuevo proyecto está en desarrollo por la compañía Thermax de la India basado en un sistema de refrigeración solar compuesto por una enfriadora de absorción de triple-efecto que trabaja con la mezcla $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ y un sistema de captadores cilíndrico-parabólicos, también desarrollados por Thermax específicamente para esta aplicación. Los colectores solares permiten aprovechar la energía solar de una manera eficaz para proporcionar temperaturas de 140°C a 210°C y están integrados efectivamente a una enfriadora de agua de triple-efecto. La enfriadora de agua tiene una capacidad frigorífica nominal de 100 kW, la temperatura de accionamiento es de 210°C

y el COP de 1.7. Thermax tiene previsto iniciar la fabricación y comercialización de estas máquinas, con un rango de potencias desde 100 a 3000 kW (Thermax, 2012; Montero, 2012).



Figura 2.11. Vista exterior de una enfriadora de agua de absorción comercial de triple-efecto (Makita, 2006).

2.4. Fluidos de trabajo en enfriadoras de agua de absorción

2.4.1. Fluidos de trabajo convencionales

El funcionamiento de un sistema de refrigeración por absorción depende de las propiedades químicas, termodinámicas y de transporte del fluido de trabajo. Consecuentemente, el proceso de identificación y selección del fluido de trabajo (refrigerante+absorbente) representa el primer paso en la evaluación y diseño de un sistema de absorción. Las características que debe cumplir el fluido de trabajo en ciclos de refrigeración por absorción son:

- Ser estable, térmica y químicamente.
- Ser seguro. El fluido de trabajo no debe ser tóxico, inflamable, ni explosivo y debe ser fácil la detección de fugas.
- Ser de fácil disposición y de bajo coste.
- Ser compatible con los materiales de construcción habituales. Tanto el refrigerante como el absorbente deben ser resistentes a la corrosión.
- Ser favorable termodinámica y físicamente. Las propiedades termodinámicas y de transporte que influyen en la transferencia de calor y de masa, por ejemplo, la viscosidad, la conductividad térmica y el coeficiente de difusión deben ser favorables y adecuados para la operación en un ciclo de absorción. En este último requisito, las siguientes condiciones son necesarias:
 - La elevación del punto de ebullición (diferencia en el punto de ebullición entre el refrigerante puro y la solución de refrigerante/absorbente a la misma presión) debe ser tan grande como sea posible.

- El calor latente de vaporización del refrigerante debe ser tan grande como sea posible para que una mayor cantidad de calor sea transferido con la menor carga de refrigerante.
- La combinación absorbente/refrigerante en fase líquida debe obtener una amplia miscibilidad dentro del rango de temperaturas de funcionamiento del ciclo.

A partir de la revisión de estos criterios se puede reconocer fácilmente que no existe un fluido de trabajo “ideal” disponible para todas las aplicaciones de los sistemas de absorción. Por lo cual, la selección de un fluido de trabajo para una aplicación particular es un compromiso entre varios factores.

Una de las primeras etapas en el proceso de selección del fluido de trabajo es identificar los límites de temperaturas sobre los cuales tiene que operar el ciclo. La temperatura y presión críticas del fluido de trabajo debe ser significativamente mayores que la temperatura y presión máximas de operación del ciclo. Asimismo, la evaluación del fluido de trabajo requiere analizar sus propiedades termofísicas en el rango de temperaturas y concentraciones en la cuales operan los ciclos de refrigeración por absorción.

El conocimiento de las propiedades termodinámicas y de transporte del fluido de trabajo es esencial para el diseño y evaluación de los sistemas de refrigeración por absorción, en la medida que ellas determinan las características de los procesos de transferencia de calor y de masa en estos sistemas. Sin embargo, los datos de las propiedades termodinámicas y de transporte generalmente no están disponibles para la mayoría de los fluidos de trabajo de potencial interés.

Por otra parte, la estabilidad química y térmica del fluido de trabajo es obviamente un factor de gran importancia, debido a que ningún fluido de trabajo podrá ser tomado en consideración para aplicaciones prácticas si es inestable, particularmente a altas temperaturas (Yaron y Borde, 1984). De manera que deben ser realizadas pruebas para confirmar la estabilidad térmica de los fluidos de trabajo propuestos.

Existen varias combinaciones potenciales de fluidos de trabajo que satisfacen los requerimientos para ser utilizados en ciclos de refrigeración por absorción. En general, los fluidos de trabajo se pueden clasificar de acuerdo a su naturaleza química en hidrocarburos, halocarbonos, compuestos inorgánicos, perfluorocarbonos y alcoholes.

Marciss *et al.* (1988) realizó una revisión bibliográfica de los fluidos de trabajo para ciclos de refrigeración por absorción, en el cual se identificaron unos 40 compuestos disponibles que pueden ser utilizados como refrigerante y 200 compuestos con características favorables para ser utilizados como absorbentes. Sin embargo, los fluidos de trabajo más comunes son $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$ y $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$. En la tabla 2.2 se muestran las principales características de estos fluidos de trabajo.

Desde la invención de los sistemas de refrigeración por absorción, el fluido de trabajo compuesto por amoníaco (refrigerante) y agua (absorbente) se ha utilizado en aplicaciones de refrigeración. Ambos componentes de este fluido de trabajo son estables en un amplio rango de condiciones de operación y el refrigerante (NH_3) tiene un calor latente de vaporización elevado. Además, el punto de congelación de NH_3 es -77°C por lo cual este fluido de trabajo puede ser utilizado en aplicaciones de baja temperatura. También el fluido de trabajo es de bajo coste. Sin embargo, tanto el NH_3 como el H_2O son compuestos volátiles, por lo cual el ciclo requiere de un rectificador para separar el agua que normalmente se evapora con el NH_3 en el generador. Otras desventajas de este

M.E. Álvarez

fluido de trabajo son su alta presión, la toxicidad y la acción corrosiva sobre las aleaciones de cobre.

Tabla 2.2. Propiedades de los fluidos de trabajo convencionales utilizados en máquinas de refrigeración por absorción (Herold *et al.*, 1996).

Propiedad	NH ₃ / H ₂ O	H ₂ O/LiBr
Refrigerante		
Alto calor latente	Buena	Excelente
Presión de vapor moderada	Demasiado alta	Demasiado baja
Baja temperatura de congelación	Excelente	Aplicación limitada
Baja viscosidad	Buena	Buena
Absorbente		
Baja presión de vapor	Baja	Excelente
Baja viscosidad	Buena	Buena
Mezcla		
Posibilidad de cristalización	No	Aplicación limitada
Baja toxicidad	Baja	Buena
Alta afinidad entre refrigerante y absorbente	Buena	Buena

Por otra parte, el fluido de trabajo H₂O/LiBr, tiene dos cualidades importantes, en primer lugar, el absorbente utilizado (LiBr) es un compuesto no volátil, por lo cual no se requiere de equipos de rectificación, y en segundo lugar, el calor de vaporización del agua (refrigerante) es elevado. Sin embargo, utilizar agua como refrigerante no permite el uso de este fluido de trabajo en aplicaciones de refrigeración por debajo de 0°C, y además el sistema debe funcionar bajo condiciones de vacío. Por otra parte, cuando se opera con altas concentraciones de LiBr, la solución es propensa a la cristalización. Otras desventajas del fluido de trabajo H₂O/LiBr es su carácter corrosivo con algunos metales y su elevado coste. Las propiedades termodinámicas de H₂O/LiBr se han estudiado por McNeely (1979), Patterson y Perez-Blanco (1988), Lee *et al.* (1990), Jeter *et al.* (1992), Lenard *et al.* (1992), entre otros investigadores. Además, gran cantidad de estudios se han enfocado en el comportamiento de este fluido de trabajo con inhibidores de corrosión y aditivos que permiten mejorar la transferencia de calor y de masa. Los inhibidores de corrosión, comúnmente usados son cromato de litio, nitrato de litio o molibdato de litio, los cuales protegen las partes internas de la máquina de los efectos corrosivos de la solución de LiBr. Algunos estudios realizados con inhibidores de corrosión fueron presentados por Modahl y Lynch (1971), Iyoki y Uemura (1978), Wen y Lin (1999) y Verma *et al.* (1999). Otros autores como Albertson y Krueger (1971), Chi *et al.* (1971), Elkassabgi y Perez-Blanco (1991), Hihara y Saito (1993) y Daiguji *et al.* (1997) estudiaron los aditivos para mejorar la transferencia de calor y de masa.

2.4.2. Nuevos fluidos de trabajo

El fluido de trabajo $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ es la mejor opción en muchas aplicaciones de climatización debido a que sus favorables propiedades termofísicas suponen unos coeficientes de operación elevados. Sin embargo, esas mismas propiedades provocan una serie de limitaciones, tales como la corrosividad y la limitada solubilidad que puede provocar problemas de cristalización. En la literatura se encuentran fluidos de trabajos constituidos por mezclas de compuestos orgánicos como trifluoroetanol (TFE) o metanol como refrigerantes y el tetraetilenglicoldimetiléter (TEGDME) como absorbente (Stüven, 1989; Vallés, 2000). Estas mezclas no presentan las limitaciones típicas del $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$.

Además, las mezclas binarias que utilizan agua como refrigerante y una sal inorgánica como absorbente, tales como el $\text{H}_2\text{O}/\text{NaOH}$, son fluidos de trabajos favorables para sistemas de refrigeración por absorción, sin embargo, requieren concentraciones de sal elevadas, por lo cual la solución es propensa a la cristalización (Best y Holland, 1990). Otro tipo de fluido de trabajo es el formado por la mezcla de los refrigerantes ambientalmente aceptables hidrógeno fluorocarbonados (HFC) como el R125 y el R134a y absorbentes orgánicos como el TEGDME. Estas mezclas fueron propuestas por Levy *et al.* (2000) para aplicaciones de climatización con fuentes de calor a baja temperatura.

Por otra parte, los fluidos de trabajo para ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto deben ser capaces de operar a temperaturas por encima de 160°C y tener mayores rangos de solubilidad. En estas condiciones, el fluido convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ puede ser utilizado pero requiere de aditivos para mejorar la solubilidad de la mezcla, inhibir la corrosión especialmente en los componentes que operan a las altas temperaturas e intensificar la transferencia de calor y de masa.

Se han realizado varias investigaciones para aumentar el límite de solubilidad añadiendo al $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ otras sales inorgánicas u otros compuestos orgánicos. Entre los aditivos sugeridos se encuentran los formados por una sal, los binarios y los ternarios. La adición de una única sal tales como LiI , LiNO_3 , LiSCN o CaCl_2 al sistema $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ puede desplazar el límite de cristalización en al menos 5°C y reducir la presión de vapor, con lo que dichas mezclas presentan especial interés. Asimismo, se ha evidenciado que la adición de una segunda sal como los haluros de zinc (ZnCl_2 y ZnBr_2) puede mejorar la solubilidad de la solución. Sin embargo se observaron altos niveles de corrosión y alta viscosidad (Best y Holland, 1990; Asano *et al.*, 1987; Malik y Siddiqui, 1996). También, se han probado diversas mezclas ternarias (Idema, 1987; Herold *et al.*, 1991; Barragan *et al.*, 1998; Okano *et al.*, 1993; Koo *et al.*, 1998, 1999a,b).

Bourouis *et al.* (2005a,b) estudiaron la solución cuaternaria $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiBr}+\text{LiI}+\text{LiCl}+\text{LiNO}_3)$ la cual presenta una temperatura de cristalización menor que el LiBr sin aumentar la presión de vapor. Además esta mezcla tiene mayor coeficiente de transferencia de masa y es menos corrosiva que el LiBr .

Varios estudios han considerado las mezclas de LiBr y sales orgánicas de sodio y potasio (formiato, acetato y lactato) como absorbentes alternativos para enfriadoras de agua de absorción. Estas mezclas muestran propiedades óptimas: presiones de vapor bajas debido a la presencia del LiBr , menor temperatura de solubilidad en agua y un alto potencial de absorción debido a la presencia de sales orgánicas, que podrían proporcionar mejores coeficientes de operación y ventajas económicas (De Lucas *et al.*, 2003, 2006, 2007).

Otro fluido de trabajo de potencial interés para ciclos de triple-efecto es el formado por agua (refrigerante) y una mezcla de hidróxidos de sodio, potasio y cesio, NaOH:KOH:CsOH (absorbente) patentado por Erickson (1986b) para su aplicación en sistemas de refrigeración por absorción que operen a altas temperaturas. Este fluido de trabajo amplía considerablemente el área de solubilidad y es menos corrosivo a altas temperaturas, sin embargo, tiene menores coeficientes de transferencia de calor y de masa que el fluido de trabajo convencional $H_2O/LiBr$ (Romero *et al.*, 2001).

Una de las mezclas más prometedoras son las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos, patentas por Erickson (1984, 1986a) como fluido de trabajo adecuado para trabajar a las altas temperaturas que requieren los ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto por su alta estabilidad térmica y comportamiento no corrosivo a estas condiciones. En la siguiente sección se detallan los estudios realizados con este fluido de trabajo.

2.5. Soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos como fluidos de trabajo en ciclos de refrigeración por absorción

Erickson (1984, 1986a) patentó el uso de soluciones acuosas de nitratos y nitritos como fluido de trabajo en bombas de calor por absorción a altas temperaturas (260°C). En estas patentes se plantea la utilización de mezclas constituidas con al menos dos nitratos de metales alcalinos, mezclados con al menos un nitrito de metal alcalino, formando así un absorbente para el vapor de agua con excelentes características para ciclos de refrigeración por absorción que operan a alta temperatura. El autor propone que los cationes de metales alcalinos deben ser seleccionados entre litio, sodio y potasio, debido a consideraciones de coste. Dentro de las mezclas posibles con estos tres cationes de metales alcalinos seleccionados y los aniones de nitratos y nitritos, descubrió que ciertas mezclas producen propiedades más ventajosas en función a las condiciones deseadas. Según el autor, para disminuir el punto de fusión de la solución (menor temperatura a la cual la solución cristalice), la mayor cantidad de todos los tipos de iones deben estar presentes, así se maximiza la entropía de mezclado y por lo tanto se obtiene una mayor solubilidad. Los puntos de fusión bajos son particularmente valiosos durante las operaciones de arranque y parada, cuando la solución se encuentra a temperatura ambiente.

Las mezclas absorbentes propuestas por Erickson *et al.* (1984, 1986a) consisten de una solución acuosa con concentraciones máxicas de agua entre 2 y 50%. El componente no acuoso está constituido por un compuesto mayoritario, nitrato de litio ($LiNO_3$), y el resto con al menos un 35% en peso de nitritos alcalinos. El alto contenido de $LiNO_3$ proporciona alta capacidad calorífica y una elevada capacidad de absorción, convirtiéndolo en un compuesto con las características óptimas para ser usado como absorbente. Sin embargo, el $LiNO_3$, posee una elevada temperatura de cristalización, lo que implica una escasa solubilidad del mismo en agua. Según el autor, la adición de nitratos y/o nitritos alcalinos mejora no sólo la solubilidad de la sal, sino también otras características de la mezcla. Con el fin de maximizar la capacidad de absorción de agua, el contenido de iones de litio debe ser maximizado, pero además la adición de cationes de sodio y potasio es conveniente para extender el límite de solubilidad, es decir, disminuir la temperatura a la cual la solución empieza a cristalizar.

Posteriormente, Davidson y Erickson (1986a) presentaron una nueva composición de las soluciones de nitratos alcalinos identificadas en la Energy Concepts Company. La composición ternaria de LiNO_3 , KNO_3 , NaNO_3 con composición másica 53%, 28%, 19%, respectivamente, fue propuesta para aplicaciones de sistemas de absorción con accionamiento a alta temperatura. Esta composición fue seleccionada por su buen funcionamiento como absorbente a altas temperaturas y también por consideraciones de precio. Aunque sus componentes son costosos, la relación entre ellos permite la formación de un absorbente más económico que el LiBr (Erickson y Howe, 1989).

Hoy en día, basados en los precios del 2012, las soluciones de nitritos alcalinos cuestan al menos la mitad del LiBr , por lo cual estas mezclas disminuyen la inversión inicial de la máquina de absorción. Además, la composición de la mezcla propuesta por Davidson y Erickson (1986a) no presenta problemas de solubilidad por encima de 68°C , es estable térmicamente incluso por encima de 260°C , y también promueve la formación de una película pasiva de óxido resistente a la corrosión en la superficie metálica de los equipos, por lo cual, no requiere de la utilización de materiales de construcción específicos y costosos.

También, Davidson y Erickson (1986a,b) realizaron un primer estudio de las propiedades termofísicas de la mezcla ternaria de nitratos alcalinos: presión de vapor, calor específico y viscosidad de las soluciones a concentraciones másicas totales de las sales comprendidas entre 50 y 92%, hasta temperaturas de 260°C . Posteriormente, Ally (1987) presentó correlaciones para el equilibrio líquido-vapor y para la entalpía específica de la solución acuosa de nitratos alcalinos con los datos presentados por Davidson y Erickson (1986b).

El siguiente año, Ally (1988) realizó una simulación de un transformador de calor que utiliza la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ con composición másica 53, 28, 19%, respectivamente, obteniendo mejores resultados del COP con el fluido convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$. Sin embargo, la escasa bibliografía de las propiedades termofísicas a temperaturas superiores de 100°C , obligó al autor a estimarlas por medio de extrapolaciones.

Erickson y Howe (1989) denominaron al absorbente (componente no acuoso) constituido por la mezcla ternaria de nitratos alcalinos propuesta por Davidson y Erickson (1986a) con el nombre de "Alkitratos" (Alkitate, en inglés) y realizaron distintas pruebas de corrosividad, solubilidad, estabilidad térmica y un estudio preliminar del proceso de transferencia de calor y de masa. Un año después, los mismos autores (Howe y Erickson, 1990), se refieren con el nombre de Alkitratos al fluido de trabajo formado por la solución acuosa de nitratos alcalinos LiNO_3 , KNO_3 , NaNO_3 de composición másica 53, 28 y 19%, respectivamente, no solo al absorbente. También, en estudios posteriores Erickson *et al.* (1996) y Zhuo y Machielsen (1996), se refirieron a este fluido de trabajo con el nombre de Alkitratos. Por lo anterior, es importante resaltar que en el presente estudio, se utilizará el término "Alkitratos" para hacer referencia al fluido de trabajo compuesto por $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ en proporción porcentual másica de sales (53:28:19), respectivamente.

En el trabajo de Erickson y Howe (1989) se realizaron algunas pruebas para la medición de coeficientes de transferencia de calor de los Alkitratos, llevadas a cabo en una instalación experimental. Para este estudio se utilizó un absorbedor de película descendente vertical simple, compuesto de una carcasa de 0.213 m de diámetro y un solo tubo (diámetro 15 mm y altura 1.52 m), por cuyo exterior desciende la película de

solución. Aunque no realizaron un estudio completo de las características de la transferencia de calor y de masa de los Alkitratos pudieron concluir que es un fluido de trabajo adecuado para sistemas de absorción a alta temperatura (260°C).

Desde entonces, varios autores han realizado estudios experimentales para la determinación de las propiedades termofísicas de estas mezclas. Ally *et al.* (1991) determinaron experimentalmente la densidad y el índice de refracción de los Alkitratos a temperaturas entre 25 y 200°C y concentraciones másicas de sales entre 18.90 y 90.50%. Zaltash y Ally (1992) describieron un método adecuado para la predicción de viscosidad para esta mezcla, basado en los datos experimentales obtenidos por Davidson y Erickson (1986b) en el rango de concentraciones másicas de sales entre 58 y 90% y rango de temperaturas entre 40 y 165.3°C, con una desviación entre los valores experimentales y calculados menor de 9%.

Posteriormente, Erickson *et al.* (1996) realizaron un estudio de los ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto, en el cual propusieron la utilización de los Alkitratos como fluido de trabajo apropiado para estas aplicaciones por su estabilidad y carácter no corrosivo, pero advirtieron el riesgo de cristalización que puede suceder en casos de caídas de temperatura o largos periodos de inactividad de los equipos. Ese mismo año, Zhuo y Machielsen (1996) determinaron por medio de simulaciones las prestaciones de varias configuraciones de un transformador de calor utilizando los Alkitratos como fluido de trabajo. Los autores destacaron que esta mezcla es interesante para operar a altas temperaturas (hasta 260°C) permitiendo conseguir saltos térmicos entre la fuente de calor y el nivel de revalorización mayores a los obtenidos con el fluido de trabajo convencional H₂O/LiBr con valores de COP similares. Sin embargo, ellos también advirtieron el riesgo de cristalización a temperaturas inferiores de 50°C.

Andersen *et al.* (2000) investigaron el comportamiento de la cristalización para el fluido de trabajo LiNO₃+KNO₃+NaNO₃ con composición másica (53:28:19) y construyeron el diagrama de Dühring (P-T-X) para esta mezcla.

Vargas *et al.* (2008) determinaron experimentalmente las temperaturas de cristalización de 21 mezclas de nitratos y/o nitritos alcalinos con distinta distribución de sales, así como también la mezcla propuesta por Davidson y Erickson (1986a,b). La temperatura de cristalización de cada una de las mezclas se determinó por medio de un método poli-térmico visual. Sobre la base de los resultados obtenidos, las mezclas con una solubilidad más baja se descartaron, y aquellas mezclas con mayores solubilidades en agua se seleccionaron para analizarlas utilizando la técnica calorimétrica de barrido diferencial. En dicho estudio, encontraron que la mezcla LiNO₃+KNO₃+NaNO₂ con proporción másica de sales (53:35:12) y la mezcla de LiNO₃+KNO₃+NaNO₃ (53:42:05) muestran mejor solubilidad en agua, con temperaturas de solubilidad de 20 y 15°C, respectivamente, menores que la temperatura de solubilidad de la mezcla propuesta por Davidson y Erickson (1986a).

2.6. Diseños de absorbedores

2.6.1. Configuraciones de absorbedores

El rendimiento global de un ciclo de refrigeración por absorción se ve afectado en gran medida por el proceso de transferencia de calor y de masa que ocurre en el absorbedor, en el cual el vapor de refrigerante es absorbido por el absorbente. Así, la capacidad de una máquina de absorción es función directa de la cantidad de refrigerante que puede ser absorbida por el absorbente. Por lo tanto, el corazón de una máquina de refrigeración por absorción es el absorbedor. Las características del absorbedor tienen efectos significativos en la eficiencia global, tamaño y el costo del sistema.

Por otra parte, el absorbedor es el componente de mayor tamaño en el equipo de absorción y generalmente su diseño se basa en reglas experimentales que normalmente llevan a un diseño sobredimensionado, resultando en consecuencia un equipo costoso y pesado (Miller, 1999). Durante el proceso de absorción ocurre la condensación y disolución del refrigerante en la solución, transfiriéndose calor y masa entre las fases líquida y gaseosa. Este proceso es exotérmico por lo cual se produce liberación de calor. El diseño del absorbedor debe contemplar suficiente superficie de intercambio de calor con el medio de enfriamiento externo para poder disipar el calor liberado y además un adecuado diseño que aumente la superficie de contacto entre las fase líquida y gaseosa. Asimismo, el diseño del absorbedor debe conseguir una pequeña caída de presión en las fases líquida y vapor. En este aspecto muchas investigaciones teóricas (Andberg y Vliet, 1983, 1987; Conlisk y Mao, 1996; Jeong y Garimella, 2002; Auracher *et al.*, 2008) y experimentales (Burdukov *et al.*, 1980; Consenza y Vliet 1990, Hoffman *et al.*, 1996, Deng y Ma, 1999) se han llevado a cabo para entender el complejo fenómeno de transferencia de calor y de masa.

Se han desarrollado varios diseños de absorbedores. La descripción de los diseños más relevantes se han presentado por varios autores (Pachhapur y Rane, 1998; Vallès, 2000; Killion y Garimella, 2001; Goel, 2005 y Sirisha, 2005). En general, los absorbedores pueden ser clasificados según el modo en que la fase gaseosa entra en contacto con la fase líquida (Vallès, 2000; Goel, 2005). De acuerdo a este criterio, los absorbedores pueden ser divididos en dos amplias categorías, absorbedores de modo continuo y absorbedores en modo discontinuo. En general, en los absorbedores que operan en modo continuo, el líquido desciende a través del absorbedor y el vapor fluye en una fase continua, mientras que en el modo discontinuo, el líquido fluye en una fase continua, pero el vapor se dispersa en ella en forma de burbujas (flujo discontinuo). Entre los diseños de absorbedores que operan con un flujo continuo de la fase gaseosa, se encuentran absorbedores de columna de empaques y los absorbedores de película descendente. Por otra parte, uno de los diseños de absorbedor que opera en modo discontinuo es el absorbedor de burbuja. A partir de estos diseños un gran número de investigadores han planteado variaciones para mejorar los procesos de transferencia de calor y de masa. Algunas modificaciones consideran la incorporación de superficies avanzadas y aletas, y el uso de aditivos para aumentar el rendimiento del absorbedor.

Otro criterio de clasificación de los diseños de absorbedores considera el método de disipación del calor, entre ellos: absorbedores enfriados por agua y por aire (Goel, 2005). Los absorbedores enfriados por agua son la opción más común, en ellos se consigue altos coeficientes de transferencia de calor debido al elevado calor específico y la conductividad térmica del agua, y, en consecuencia, el tamaño del absorbedor se puede reducir significativamente. Sin embargo, requiere del uso de torres de

enfriamiento para disminuir la temperatura del agua y luego volver a circularla a través del absorbedor. Por otra parte, los absorbedores enfriados por aire eliminan la necesidad de un medio de enfriamiento externo para disipar el calor del absorbedor, pero tiene la desventaja que la diferencia de temperatura entre el aire y la solución es elevado, por lo cual no se consigue altos coeficientes de transferencia de calor y esto conduce a un mayor tamaño del absorbedor.

2.6.2. Absorbedores de película descendente

La mayoría de los equipos de absorción comerciales utilizan este tipo de absorbedores esencialmente porque son de fácil construcción y proporcionan una pequeña pérdida de presión. El principio de funcionamiento de los absorbedores de película descendente consiste en una serie de superficies de transferencia de calor, tales como tubos verticales, horizontales o placas, donde se produce el mecanismo de disipación continua de calor de la solución líquida que desciende. El calor de absorción se disipa a través de un fluido de enfriamiento. Por lo tanto, las superficies de transferencia de calor tienen doble finalidad, en primer lugar proporcionan un contacto directo entre la solución y el vapor, y en segundo lugar, consiguen el contacto indirecto entre la solución y el fluido de enfriamiento. La solución absorbente desciende por gravedad formando una película sobre la superficie de tubos o placas y el vapor fluye en co-corriente o en contra-corriente a la solución mientras es absorbido por la película de líquido. En el caso de los absorbedores de tubos horizontales, el calor de absorción es disipado por el fluido de enfriamiento que circula por el interior de los tubos.

La ventaja principal de los absorbedores de película descendente es su baja caída de presión tanto en la fase gaseosa como en la fase líquida. Sin embargo, este diseño de absorbedor tiene ciertas dificultades, presenta problemas de mojado de las superficies de transferencia de calor y requiere de una buena distribución de la solución en la parte superior del haz de tubos. Los distribuidores de líquido son necesarios para distribuir uniformemente la solución concentrada sobre las superficies de transferencia de calor.

Existen diversos tipos de absorbedores de película descendente dependiendo de la disposición de la superficie sobre la que desciende la película de solución. La película descendente puede formarse en las superficies internas o externas de los tubos o placas. Sin embargo, el diseño más utilizado en los equipos comerciales consiste en un haz de tubos dispuestos horizontalmente en el interior de una carcasa. Otra configuración común consiste en colocar dos tubos concéntricos en posición vertical, de manera que la solución forma una película que desciende sobre la superficie externa del tubo interno en permanente contacto con el vapor que se distribuye ocupando el espacio anular entre el tubo exterior y el interior (Kim *et al.*, 1995; Medrano *et al.*, 2002). El fluido de enfriamiento circula por el interior del tubo interno, generalmente en sentido ascendente. Una comparación entre absorbedores de tubos verticales y horizontales fue investigada experimentalmente por Burdukov *et al.* (1980).

Con el fin de mejorar el funcionamiento de los absorbedores convencionales de película descendente sobre tubos horizontales, se han propuesto diferentes estructuras superficiales de los tubos para mejorar el mojado de la superficie, el mezclado de la solución y los coeficientes de transferencia de calor y de masa.

2.7. Absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales enfriados internamente

En las enfriadoras de absorción que utilizan agua como refrigerante y un componente no volátil como absorbente, se utilizan ampliamente los absorbedores de película descendente de tubos horizontales enfriados internamente. La mayoría de las investigaciones sobre absorbedores de tubos horizontales utilizan el fluido de trabajo $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$. Los procesos que ocurren durante la absorción del refrigerante son diferentes si el absorbente es un compuesto volátil.

A continuación se detallan algunas de las investigaciones experimentales y teóricas que se han realizado en este tipo de absorbedores para analizar los fenómenos de transferencia de calor y de masa del proceso de absorción de vapor y comprender el efecto de las variables más importantes del sistema en el funcionamiento de este tipo de absorbedores.

2.7.1. Estudios experimentales de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales

Killion y Garimella (2003a) presentaron una revisión detallada de los estudios experimentales realizados en absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales. La mayoría de estudios en absorbedores horizontales de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ son realizados para estudiar los coeficientes de transferencia de calor y de masa a diferentes condiciones de operación. Generalmente, estos estudios se realizan con una geometría específica, por lo cual el efecto de la configuración del absorbedor, tales como el número, diámetro y longitud de tubos y el espaciado entre ellos no se ha analizado ampliamente (Killion y Garimella, 2003a).

El absorbedor típico de un sistema convencional de refrigeración por absorción con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo consiste en un haz de tubos horizontales sobre los que se distribuye la solución absorbente. Básicamente todos los componentes del equipo experimental son construidos de acero inoxidable, excepto el haz de tubos que normalmente utiliza alguna aleación de cobre. Normalmente en los absorbedores de enfriadoras comerciales son utilizados tubos de cobre con diámetros entre 16 y 19 mm.

La mayoría de las investigaciones experimentales de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales poseen un enfoque muy similar. Generalmente, los dispositivos experimentales constan de un absorbedor y un generador, sin considerar los otros dos componentes del ciclo de refrigeración por absorción, el evaporador y condensador (Killion y Garimella, 2003a). Algunas instalaciones experimentales, como las utilizadas en los estudios de Consenza y Vliet (1990) y Kyung y Herold (2002), contienen todos los componentes de un ciclo de simple-efecto, por lo cual tienen la ventaja de que las condiciones de operación son más reales. En la figura 2.12 se muestra un esquema de la instalación experimental propuesta por Kyung y Herold (2002) que contempla los cuatro componentes del ciclo de refrigeración por absorción.

En gran parte de los dispositivos experimentales con absorbedores de película descendente, el generador y el absorbedor operan a la misma presión, por ello en muchas instalaciones se coloca el generador directamente debajo del absorbedor, formando parte del mismo depósito. Sin embargo, el generador y el absorbedor también pueden operar en depósitos separados unidos por una tubería de manera que el vapor

producido en el generador se dirija al absorbedor. En estos casos, la entrada del vapor de agua no necesariamente debe ubicarse en la parte inferior del absorbedor, debido a que al trabajar con un absorbente no volátil y en ausencia de gases no-absorbibles, la fase de vapor está constituida única y homogéneamente por el refrigerante. Por lo anterior, en la literatura se pueden observar bancos de ensayos en los cuales los absorbedores de película descendente se encuentran en arreglo de flujo en contra-corriente o en co-corriente con la entrada de vapor.

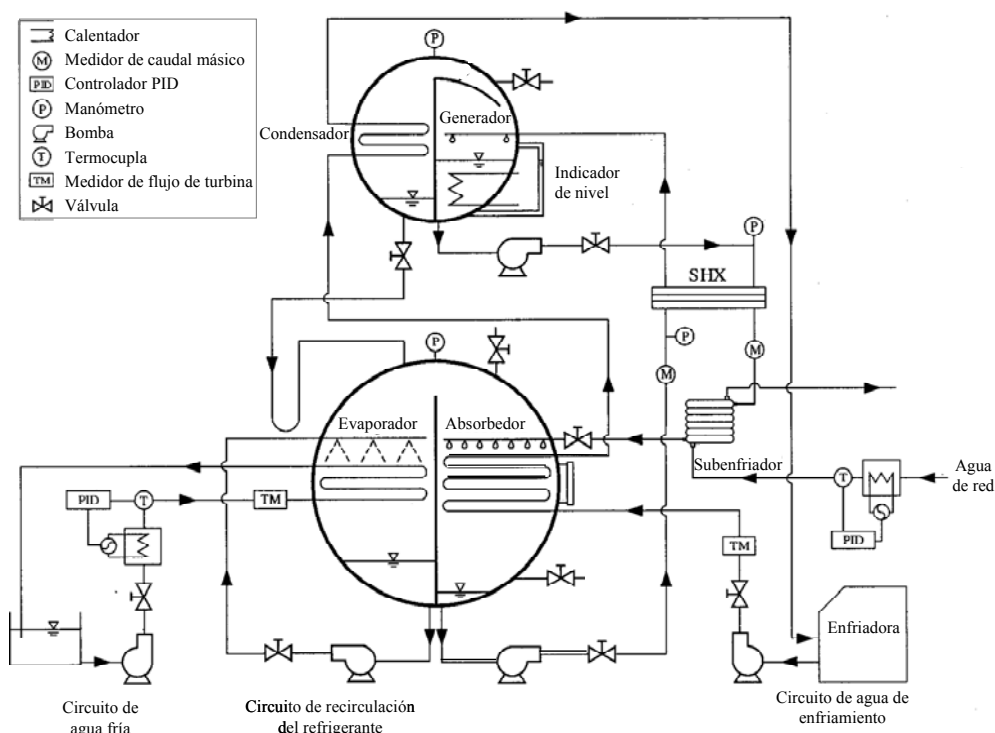


Figura 2.12. Esquema de la instalación experimental del absorbedor utilizada por Kyung y Herold (2002).

Además, los dispositivos experimentales convencionales pueden operar en modo discontinuo o continuo. Cuando se trabaja en modo discontinuo se requiere de la preparación de mayor cantidad de la solución a las condiciones requeridas para los ensayos experimentales, y, luego del proceso de absorción, la solución diluida se almacena en otro depósito, sin recircularla. Por el contrario, en la operación en modo continuo, la solución diluida que abandona el absorbedor regresa al generador, en el cual la solución absorbente se concentra para recircularla nuevamente, formando así el circuito de solución. En la figura 2.13 se muestra un esquema típico del banco de ensayos de un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con funcionamiento en modo continuo a un mismo nivel de presión, en el cual el absorbedor y el generador están integrados en solo depósito (Killion y Garimella, 2003a).

En los absorbedores de película descendente tiene gran importancia la distribución del caudal de solución sobre el haz de tubos, así como también la hidrodinámica que describe la película descendente. La configuración del sistema de distribución de solución es uno de los principales retos que se encuentran al diseñar un absorbedor de película descendente, porque es el responsable de garantizar una distribución uniforme de la solución sobre el haz de tubos. Los procesos de transferencia de calor y de masa,

Diagrama de un sistema de absorción de vapor de agua. El sistema incluye un banco de tubos con un distribuidor superior y una bandeja recolectora inferior. El fluido de trabajo circula entre estos componentes, pasando por calentadores y enfriadores. El agua de red se utiliza para enfriar el fluido. El sistema también incluye una bomba y una conexión a una trampa fría y una bomba de vacío. La instrumentación incluye sensores de concentración (C), flujo másico (M), presión (P) y temperatura (T).

Por otra parte, la configuración del haz de tubos del absorbedor generalmente es en forma de serpentín, para permitir que el agua de enfriamiento circule en serie a través de todos los tubos. Además, el agua de enfriamiento circula habitualmente en contracorriente con la solución descendente. Sin embargo, algunos investigadores han utilizado una disposición de flujo paralelo parcial o totalmente (Consenza y Vliet, 1990).

Otro aspecto importante de los dispositivos experimentales que operan con LiBr como absorbente, es que operan a bajas presiones, por lo cual es indispensable disponer de un sistema adecuado de generación de vacío para garantizar la ausencia de gases no-absorbibles en el sistema. La estanquidad del dispositivo experimental se obtiene por medio de la conexión a una bomba de vacío en varios puntos de la instalación.

2.7.1.1. Configuraciones

Una gran variedad de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales se han utilizado en investigaciones experimentales. Los principales parámetros de diseño del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales son: el diámetro del tubo, el número de tubos por columna, el espaciado entre los tubos y la superficie externa de los tubos (lisa o avanzada). Sin embargo, pocas investigaciones estudian sistemáticamente el efecto de estos parámetros de diseño en el desempeño del absorbedor. En la tabla 2.3 se describen las características más importantes del diseño de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales de varios estudios experimentales resumidos por Killion y Garimella (2003a), a la cual también se le ha incluido otras investigaciones encontradas en la literatura.

Con respecto al diámetro de los tubos, son pocos los estudios que han analizado este parámetro en la operación del absorbedor. La mayoría de los estudios experimentales se han realizado con los diámetros convencionales (15.9-19.05mm) (Nagaoka *et al.*, 1987; Hoffman *et al.*, 1996; Yoon *et al.*, 2002; Kyung y Herold, 2002; Kim *et al.*, 2003). Sin embargo, existe un interés general en la reducción del coste de los equipos, lo cual también se favorece con la disminución del diámetro de los tubos (Jeong y Garimella, 2005).

Cosenza y Vliet (1990) estudiaron dos diferentes arreglos de tubos del absorbedor, el primero de ellos consta de 5 tubos de 19.5 mm de diámetro externo y el otro consta de 3 tubos de 42.2 mm de diámetro externo. En este estudio, el número de tubos y el espaciado entre tubos en las dos configuraciones comparadas son diferentes por lo cual los resultados no son del todo concluyentes. Los resultados obtenidos por estos autores sugieren que a medida que aumenta el diámetro del tubo disminuye el coeficiente de transferencia de calor, debido a que los tubos de mayor diámetro promueven la formación de una capa límite más desarrollada y, por lo tanto, disminuye la transferencia de calor y de masa (Killion y Garimella, 2003a).

Hu y Jacobi (1996) estudiaron experimentalmente el efecto del diámetro en la transferencia de calor en la película de descendente sobre tubos horizontales con diámetros de tubos de 16, 19 y 22 mm y llegaron a la conclusión que el coeficiente de transferencia de calor y el número de Nusselt de la película aumentan al disminuir el diámetro de tubos. Por lo anterior, concluyeron que se obtiene un beneficio considerable cuando se emplean tubos de menor diámetro en el absorbedor.

Yoon *et al.* (2008) investigaron experimentalmente los procesos de transferencia de calor y de masa en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con tres diámetros: 9.52, 12.7 y 15.88 mm. Para el estudio de estos tres diferentes diámetros de tubos, manteniendo el área de transferencia de calor, se varió el número de tubos por columna en 16, 12 y 10 tubos, respectivamente. Para el diámetro de tubos de 9.52 mm se obtuvo valores de coeficientes de transferencia de calor y de masa de hasta 4.2% mayores que en el tubo de diámetro 15.88 mm.

Cuando se estudia la reducción del diámetro de tubos en el absorbedor, manteniendo el área de transferencia de calor, se requiere aumentar el número de tubos del absorbedor. Nomura *et al.* (1993) estudiaron el proceso de absorción en un absorbedor formado con un haz de 13 tubos lisos, en los cuales midieron la temperatura de la solución en la superficie de cada tubo y entre los tubos, y la temperatura del agua de enfriamiento después de cada paso. En este estudio, los autores observaron que el mojado de la superficie de los tubos disminuye a medida que la película de solución desciende de un

Capítulo 2. Estado del arte de los sistemas estudiados

tubo a otro. Por otra parte, los autores señalaron que el flujo de vapor absorbido en cada tubo disminuye con el número de tubo debido a que la fuerza motriz para la transferencia de masa disminuye al descender en el absorbedor. Otro resultado relevante de este estudio, es que la temperatura de la solución entre los tubos aumenta considerablemente (más de 2°C en promedio), lo cual indica que durante las etapas de formación y de caída de la gotas de un tubo a otro la solución continúa absorbiendo vapor.

Tabla 2.3. Resumen de los diseños de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales usados en la bibliografía revisada (Killion y Garimella, 2003a).

Autor	Nº tubos	Diámetro externo del tubo (mm)	Distancia centro-centro / diámetro (mm)	Longitud del tubo (mm)	Superficie de los tubos	Circuito de fluido de enfriamiento
Burdukov <i>et al.</i> (1980)	6	16	1.6	150	Lisa	serpentín
Nagaoka <i>et al.</i> (1987)	8	19	NE	250	Lisa + 2 avanzadas	serpentín
Cosenza y Vliet (1990)	3, 5	19.5; 42.2	2	610	Lisa	serpentín
Greiter <i>et al.</i> (1993)	24	15.9	1.375	400	Lisa + avanzada	serpentín
Nomura <i>et al.</i> (1993)	13	15.9	1.32	200	Lisa	serpentín
Wassenaar (1996)	10	12	1.0; 1.25; 2.25; 3.0	340	Lisa	serpentín
Lu <i>et al.</i> (1996)	8	20; 19	NE	400	Lisa + 2 avanzadas	serpentín
Wang (1996)	NE	15	NE	500	Lisa	NE
Atchley <i>et al.</i> (1998)	6	16	1.79; 2.19; 2.79	280	Lisa + 9 avanzadas	serpentín
Miller (1999)	6	15.9	1.08; 1.12; 1.17	320	Lisa + 9 avanzadas	serpentín
Kyung y Herold (2002)	4.8	13; 19	2.33	360; 460	Lisa	serpentín
Soto y Pinazo (2003)	14	15.9	3.95	330	Lisa	serpentín
Killion y Garimella (2003b)	6	12.7	3.0	300	Lisa	serpentín
Killion y Garimella (2004)	9	15.9	2.0	500	Lisa	serpentín
Yoon <i>et al.</i> (2008)	16; 12 y 10	9.52; 12.70; 15.88	1.63	400	Lisa	serpentín
Rango representativo de todos los autores	3-24	12-42	1.0-3.95	150-600		

NE: no se especifica.

En otros estudios también se ha analizado experimentalmente el efecto de espaciado entre los tubos. Wassenaar (1996) estudió el efecto de cuatro diferentes espaciamientos entre los tubos (0, 3, 15 y 24 mm) en la hidrodinámica de la película descendente (régimen de gotas, columnas y hojas). En este estudio se obtuvo que al aumentar el

espaciado entre los tubos aumentan los núcleos de formación de gotas. Además, el carácter discontinuo del flujo en gotas mejora la transferencia de calor y de masa de la solución. Por otra parte, Atchley *et al.* (1998) observaron que el mojado de los tubos mejora a medida que aumenta el espaciado entre los tubos debido a que se consiguen mayores velocidades de caída de las gotas. Además, el coeficiente de transferencia de calor y el flujo de vapor absorbido aumentan con el espaciado entre los tubos. Miller (1999) estudió un absorbedor de 6 tubos horizontales con 3 diferentes espaciados entre los tubos (distancia entre las paredes de cada tubo) de 12.7, 19.1, y 28.6 mm, y obtuvo que el mojado de la superficie de los tubos, la carga térmica del absorbedor y el flujo de vapor absorbido aumentan con el espaciado entre los tubos.

Otro aspecto importante, en el diseño de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales, es la utilización de tubos de superficies avanzadas. Con las superficies de tubos avanzadas se obtienen mayores coeficientes de transferencia de calor y de masa, lo cual no solo se atribuye al aumento de la superficie de los tubos, también se debe al mejor mezclado de la solución que es inducido por la estructura de la superficie. En este sentido, se han desarrollado muchas investigaciones.

Beutler *et al.* (1996) y Hoffman *et al.* (1996) investigaron el efecto de la utilización de tubos con superficies avanzadas. Estos autores obtuvieron que los tubos con superficies avanzadas logran un aumento de aproximadamente 40% en el coeficiente de transferencia de calor a caudales bajos de solución con respecto a los tubos con superficies lisas.

Atchley *et al.* (1998) y Miller (1999) investigaron el efecto de nueve diferentes estructuras de superficies de los tubos del absorbedor. Los resultados mostraron que, en algunos casos, la superficie avanzada de los tubos conduce a un aumento del coeficiente de transferencia de calor de la película. Miller (1999) reportó una mejora mayor al 75% en el flujo de vapor absorbido con los tubos de superficies avanzadas con respecto al obtenido en los tubos lisos. Por otra parte, Kyung y Herold (2002) obtuvieron una mejora en el coeficiente de transferencia de calor entre 20 y 40% con la superficie avanzada de los tubos y un aumento de 60 a 140% con el aditivo 2-etil-1-hexanol en comparación con el coeficiente de transferencia de calor obtenido con los tubos lisos sin aditivos.

Finalmente, en esta revisión de los parámetros de diseño de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales se han incluido algunos de los diseños de distribuidores de solución encontrados en la literatura. Como se ha mencionado anteriormente, en la mayoría de los estudios no se muestran los detalles del diseño del sistema de distribución de solución. En el estudio realizado por Wasernaar (1996), se detallan las dimensiones de los componentes del absorbedor. El distribuidor utilizado en este estudio consiste en un tubo de 12 mm de diámetro externo y 380 mm de longitud, con 31 orificios de distribución de 1.95 mm de diámetro y separación entre ellos de 8 mm, ubicados en la parte superior del tubo.

Hoffmann *et al.* (1996) incluye algunos detalles del sistema de distribución de solución. Este sistema está compuesto de un tubo principal que funciona como cabezal común para 10 tubos pequeños de 2.6 mm de diámetro y 7 mm de longitud, dispuestos verticalmente e instalados en la parte inferior del tubo principal y que funcionan como boquillas de distribución.

En los estudios de Soto y Pinazo (2003, 2004) se utilizó un tubo distribuidor con orificios de 1.5 mm de diámetro y 20 mm de separación entre ellos. A través de un

cabezal de presión estática se mantiene una distribución homogénea en cada orificio de distribución. La separación entre el distribuidor de solución y el primer tubo del absorbedor es de 15 mm. En este trabajo no se especifica ni el diámetro del tubo del distribuidor ni el número de orificios.

Killion y Garimella (2003b) presentaron el diseño de distribuidor de solución mostrado en la figura 2.14. El distribuidor consta de dos tubos, un tubo interno de 6.4 mm de diámetro en el cual fueron perforados seis orificios de distribución de 0.9 mm diámetro (“a” en la figura 2.14), orientado de tal manera que el líquido fluye a través de ellos hacia arriba a alta velocidad, de esta manera, se garantiza una distribución equitativa a lo largo de la longitud del tubo. El tubo interno está rodeado de un tubo de 13 mm de diámetro exterior, con una ranura en la parte inferior del tubo de dimensiones 1x183 mm (“b” en la figura. 2.14). Además, se colocó un tubo adicional a aproximadamente 1 mm por debajo de la ranura. Este tubo adicional posee igual diámetro y longitud que los tubos que conforman el absorbedor pero no se considera como parte éste, de manera que es incorporado al sistema de distribución de solución con el objetivo de garantizar que las gotas que impactan en el primer tubo del absorbedor son formadas de la misma manera que para el resto de tubos.

Killion y Garimella (2004) propusieron el diseño de distribuidor de solución que se muestra en la figura 2.15, para promover una distribución uniforme del líquido a lo largo de toda su longitud (500 mm). El distribuidor consta de un tubo de 15.9 mm de diámetro externo que contiene 16 pequeños orificios espaciados uniformemente y orientados de tal manera que la solución fluye hacia arriba a través de ellos (“a” figura 2.15). Un segundo tubo de 17.7 mm de diámetro externo, rodea el primer tubo de manera que el flujo de alta velocidad promovido por los agujeros inciden en el interior del tubo exterior, la mitad inferior del tubo exterior fue cortada. En este trabajo no se especifican ni el diámetro ni el espaciado de los orificios de distribución.

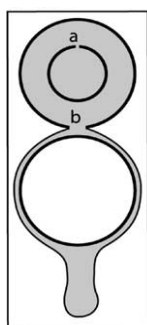


Figura 2.14. Esquema del diseño del distribuidor de solución propuesto por Killion y Garimella (2003b).

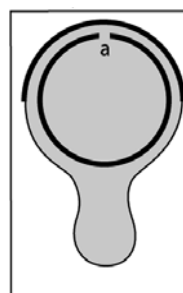


Figura 2.15. Esquema del diseño del distribuidor de solución propuesto por Killion y Garimella (2004).

A partir de las investigaciones revisadas se evidencia que el diseño del absorbedor tiene un efecto significativo en su desempeño, sin embargo, se requiere de información adicional para cuantificar el efecto de cada parámetro. Además, el efecto de cada parámetro no es necesariamente independiente del resto, por lo cual es necesaria una investigación sistemática del conjunto de variables de diseño.

2.7.1.2. Condiciones de operación

En la tabla 2.4 se han resumido las condiciones de operación en las cuales se han realizado algunos estudios experimentales de la literatura (Killion y Garimella, 2003a). En estos estudios se han investigado el efecto de las variables de operación del absorbedor tales como el caudal, la temperatura y la concentración de la solución y el caudal y la temperatura del agua de enfriamiento en su desempeño. Todas estas variables influyen en el funcionamiento del absorbedor, principalmente por su efecto en las propiedades termodinámicas y de transporte del fluido de trabajo y en la fuerza motriz para la transferencia de calor y de masa. Algunos de estos estudios se resumen brevemente a continuación.

Una de las variables más importantes en la operación de los absorbedores de película descendente es el caudal de solución. Normalmente, el caudal de solución (Γ) en los absorbedores de tubos horizontales se define como el caudal másico de solución a la entrada del absorbedor dividido por dos veces la longitud del tubo (Killion y Garimella, 2003a).

Nagaoka *et al.* (1987) realizaron una serie de ensayos experimentales en los cuales evaluaron el efecto del caudal de solución en el flujo de vapor absorbido y obtuvieron un aumento considerable del flujo de vapor absorbido (hasta un 300%) cuando se varía el caudal de solución en el rango de $0.004\text{--}0.020\text{ kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$. También, Cosenza y Vliet (1990), Vliet y Cosenza (1991) y Greiter *et al.* (1993) mostraron que el coeficiente de transferencia de calor aumenta proporcionalmente con el caudal de solución.

Hoffmann *et al.* (1996) realizaron una serie de pruebas para estudiar la transferencia de calor en un absorbedor de 24 tubos horizontales. Los autores obtuvieron tanto para tubos lisos como para tubos con superficies avanzadas un aumento brusco del coeficiente de transferencia de calor con el caudal de solución debido a la mayor superficie de mojado que se obtiene a mayores caudales, alcanzando un valor asintótico en el coeficiente de transferencia de calor a caudales de alrededor de $0.03\text{ kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$. El mojado completo de los tubos se evidenció por los autores a caudales por encima de $0.015\text{ kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$.

También, Kyung y Herold (2002) realizaron ensayos experimentales en un absorbedor de película descendente sobre tubos de cobre lisos con soluciones acuosas de 57 y 60% en peso de LiBr, sin surfactantes y con el surfactante 2-etil-1-hexanol. Los datos experimentales mostraron un comportamiento similar a estudios previos obteniendo un valor asintótico en el coeficiente de transferencia de calor por encima del caudal de solución de $0.04\text{ kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$ en presencia o ausencia de surfactantes. También, los resultados de otros investigadores muestran comportamiento similares (Beutler *et al.*, 1996; Lu *et al.*, 1996; Atchley *et al.*, 1998; Miller, 1999).

Los resultados obtenidos por Yoon *et al.* (2008) también demuestran que los coeficientes de transferencia de calor y de masa y el flujo de vapor absorbido aumentan con el caudal de solución para los tres diferentes diámetros de tubos probados.

Capítulo 2. Estado del arte de los sistemas estudiados

Tabla 2.4. Resumen de las condiciones de operación de absorbedores de películas descendente sobre tubos horizontales usados en la bibliografía revisada (Killion y Garimella, 2003a).

Autor	Fluido de enfriamiento		Γ (kg.s ⁻¹ .m ⁻¹)	T _{s,in} (°C) [ΔT _{sub,in} /°C]	Solución X _{s,in} (% peso)	P _{abs} (kPa)	Surfactante (concentración)
	T _{c,in} (°C)	h _c (W.m ⁻² .°C ⁻¹)					
Burdukov <i>et al.</i> (1980)	20	7700	0.10 - 1.25	35 [10.6]	57.5	1.33	NE
Nagaoka <i>et al.</i> (1987)	28	6500	0.003 - 0.025	40 [5.1]	58	1.2	Ninguno, octanol
Cosenza y Vliet (1990)	14.8	1300 - 2600	0.02 - 0.06	30 [-1 - 12]	50 - 58	0.8 - 1.33	2EH (500 ppm)
Greiter <i>et al.</i> (1993)	28, 30	5500	0.006 - 0.06	34.8 - 43.8 [-2.4-4.0]	40-59	0.46 - 4.63	Ninguno 2EH, octanol, decanol (0 - 640 ppm)
Nomura <i>et al.</i> (1993)	32	2250	0.012 - 0.052	55 [-4.7 - 0.7]	62	1.04 - 1.41	Ninguno
Atchley <i>et al.</i> (1998)	20 - 35	1160 - 2550	0.009 - 0.029	43.2 - 47.3 [-0]	60 - 62	0.87	2EH (500 ppm)
Wang (1996)	NE	NE	0.025 - 0.083	50 - 60 [NE]	50 - 60	0.47 - 0.93	NE
Wassenaar (1996)	NE	NE	NE	NE [8 - 54]	NE	NE	Ninguno
Lu <i>et al.</i> (1996)	30, 35	5400 - 5500	0.013 - 0.021	40; 45 [-1.1; -2.9]	55. 58	1.07 - 1.60	Ninguno
Kyung y Herold (2002)	30.0	5400	0.014 - 0.05	37.7 - 52.6 [-5.5 - 5.5]	57, 60	1.23 - 1.09	Ninguno, 2EH
Soto y Pinazo (2003)	30 - 35	NE	0.01 - 0.045	40 - 46	52-61	NE	Ninguno
Yoon <i>et al.</i> (2008)	32	571 - 803	0.0143 - 0.0303	47	61	0.933	Ninguno
Rango representativo de todos los autores	15 - 35	1100 - 7700	0.003-0.08	30 - 60 [-5 - 12]	50 - 62 [3 - 20]	0.5 - 1.6	0 - 600 ppm

NE: no se especifica.

Por otra parte, otras condiciones de la solución concentrada que entra al absorbedor (temperatura y concentración de la solución) influyen en el proceso de absorción porque afectan la fuerza motriz para la transferencia de calor y de masa, y también influyen en las propiedades termofísicas del fluido de trabajo. Hoffman *et al.* (1996) estudiaron el efecto de la concentración de entrada de la solución de H₂O/LiBr sobre el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente. En este estudio se obtiene un aumento en el coeficiente de transferencia de calor de aproximadamente 80% al disminuir la concentración de 57.0 a 51.2% y de 20% al disminuir la concentración de 51.2 % a 45.9%. Esta tendencia se atribuye al aumento en la viscosidad y la tensión superficial con la concentración. Sin embargo, en el estudio de Kyung y Herold (2000) se muestra que el cambio de la concentración de entrada de solución de 57 a 60% no tiene efecto en el coeficiente de transferencia de calor a las condiciones de operación utilizadas en ese estudio.

La mayoría de las investigaciones que estudian los procesos de transferencia de calor y de masa en el absorbedor intentan mantener altos coeficientes de transferencia de calor

del lado del agua de enfriamiento, para asegurar que el proceso de absorción no está limitado por el lado del agua de enfriamiento. Sin embargo, algunos investigadores muestran que las condiciones (temperatura y caudal) del lado del agua de enfriamiento tiene un efecto significativo en el proceso de absorción. Atchley *et al.* (1998) y Miller (1999) estudiaron el efecto de la temperatura y el caudal del agua de enfriamiento a la entrada del absorbedor en el funcionamiento del absorbedor. En estos estudios se muestra que el coeficiente de transferencia de calor del lado del agua de enfriamiento aumenta en aproximadamente un 45% cuando la temperatura del agua de enfriamiento disminuye desde 35 a 21°C. Atchley *et al.* (1998) y Miller (1999) también estudiaron el efecto del caudal del agua de enfriamiento y obtuvieron que el flujo de vapor absorbido aumenta con el caudal de agua de enfriamiento.

Otra variable de operación importante, es el grado de subenfriamiento de la solución a la entrada ($\Delta T_{\text{sub,in}}$) del absorbedor definido como la diferencia entre la temperatura de equilibrio (definida a la presión del absorbedor y la concentración de la solución a la entrada del absorbedor) y la temperatura en el seno de la solución de la entrada. Si la solución entra subenfriada, el proceso de transferencia de masa se inicia inmediatamente, sin embargo, si la solución entra a una temperatura cercana a la temperatura de equilibrio, primero debe disiparse calor para bajar la temperatura en la interfase de la película de líquido antes de iniciar el proceso de absorción. Kyung y Herold (2002) evaluaron el efecto del grado de subenfriamiento de la solución a la entrada del absorbedor, en el rango de -5.5 a 5.5°C, en el coeficiente de transferencia de calor de la película y en el flujo de vapor absorbido. En este estudio se obtuvo que el grado de subenfriamiento de la solución a la entrada del absorbedor afecta el desempeño del absorbedor: el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente y la carga térmica del absorbedor disminuyen con el aumento del grado de subenfriamiento a la entrada, debido a que una menor cantidad de calor debe ser removida en el absorbedor porque hay una menor diferencia de temperaturas entre la solución y el agua de enfriamiento. Además, al aumentar el grado de subenfriamiento de la solución a la entrada se obtuvo un mayor flujo de vapor absorbido.

Aunque la presión de operación del absorbedor tiene un efecto importante en el funcionamiento del absorbedor, no es un parámetro estudiado frecuentemente en la literatura como una variable independiente. La presión de operación del absorbedor determina la fuerza motriz para la transferencia de masa, y por lo tanto afecta el desempeño del absorbedor. Sin embargo, la presión es generalmente determinada por las condiciones requeridas para la operación del ciclo (temperatura del evaporador).

2.7.2. Modelos teóricos de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales

El desarrollo de modelos matemáticos que describen el proceso de absorción en absorbedores de película descendente es el objetivo de numerosas investigaciones teóricas, resumidas a continuación. Killion y Garimella (2001) realizaron una revisión de las investigaciones de modelos matemáticos para el estudio de los procesos simultáneos de transferencia de calor y de masa en absorbedores de película descendente.

La figura 2.16 muestra los perfiles de concentración y de temperatura representativos en una sección de un tubo horizontal del absorbedor de película descendente. La

complejidad del estudio del proceso de absorción en absorbedores de película descendente, se atribuye al hecho que las fuerzas motrices que impulsan los fenómenos de transferencia de calor y de masa dependen de las condiciones en la interfase y en el seno de la solución, las cuales son difíciles de definir. Esto ha llevado a los investigadores a adoptar diferentes criterios para definir las condiciones de interfase.

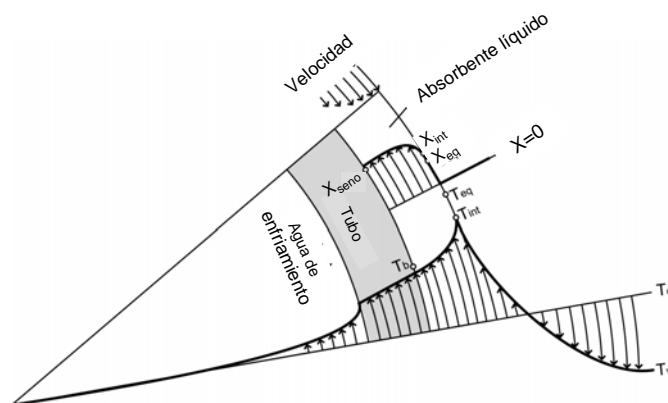


Figura 2.16. Perfiles de temperatura y concentración en una sección de un tubo horizontal sobre el cual desciende una película absorbente (Killion y Garimella, 2003a).

Cuando se trabaja con absorbentes no volátiles, como el LiBr, y en ausencia de gases no-absorbibles, la fase vapor esta compuesta únicamente por el refrigerante puro, por lo cual no se produce resistencia a la transferencia de masa en la fase vapor. Las transferencias de calor y de masa para un volumen de control diferencial pueden ser descritas por las ecuaciones de conservación de energía y masa (en dos dimensiones espaciales y una dimensión de tiempo).

Grigor'eva y Nakoryakov (1977) fueron los primeros en estudiar el proceso de absorción por medio de la resolución de ecuaciones diferenciales. Grossman (1982, 1983) también desarrolló ecuaciones similares para el proceso de absorción en una película descendente de solución. Andberg (1986), Andberg y Vliet (1987) desarrollaron modelos numéricos específicos para el caso de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales.

El acoplamiento de las ecuaciones de transferencia de calor y de masa se realiza a través de las condiciones de borde en la interfase entre el líquido y el vapor (Killion y Garimella, 2001). En la mayoría de los casos, los investigadores asumen que el equilibrio líquido-vapor prevalece en la interfase.

Los modelos más sencillos de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales asumen la formación de película en régimen laminar. Muchos modelos teóricos se han desarrollado a partir de esta suposición (Grossman, 1983; Andberg y Vliet, 1983; Conlisk, 1992; Conlisk y Mao, 1996). Sin embargo los resultados obtenidos por estos modelos no son precisos, debido a las simplificaciones realizadas para la determinación de los coeficientes de transferencia de calor y de masa. Además, en la película descendente se producen una serie de inestabilidades que causan desviaciones del comportamiento laminar, incluso a caudales bajos.

Por este motivo, muchos investigadores han considerado régimen de flujo turbulento en la película descendente. Sin embargo, la película descendente en régimen turbulento

requiere de una serie de suposiciones para describir el movimiento que establece la película al descender. Varios estudios se han realizado para investigar el proceso de transferencia de calor y de masa de la película de manera independiente en régimen turbulento (Grossman y Heath, 1984; Yüskel y Schlünder, 1987). Algunos investigadores han logrado acoplar los procesos de transferencia de calor y de masa para el caso de régimen turbulento (Faghri y Seban, 1988, 1989).

Otros modelos consideran el flujo de la película descendente con ondas en la interfase y una capa laminar en contacto con la superficie de los tubos debido a la naturaleza inestable de la película. Estos modelos representan una mejora significativa en la predicción del proceso de absorción con respecto a los modelos de régimen laminar (Burdukov *et al.*, 1980, Nakoryakov *et al.*, 1982). La mejora significativa en la predicción del flujo de vapor absorbido se atribuye a la incorporación del efecto del mezclado de la película debido al flujo ondulado. Miller (1998) realiza una revisión de diferentes modelos desarrollados para absorbedores con película descendente ondulada. En la mayoría de estos modelos se asume que las ondas formadas son periódicas, sin embargo en estudios experimentales se ha evidenciado que las ondas son también de carácter inestable y que muestran un comportamiento “caótico” especialmente a caudales mayores (Miller y Keyhani, 1999).

Una distinción especial que propone Killion y Garimella (2001) en relación a los modelos que describen los fenómenos de transferencia de calor y de masa en absorbedores de película descendente, son los modelos que asumen los coeficientes de transporte. Varias investigaciones han considerado correlaciones obtenidas a partir de trabajos experimentales para determinar los coeficientes de transferencia de calor y de masa. Estos modelos semi-empíricos permiten incluir suposiciones de la hidrodinámica de la película descendente lo cual permite proporcionar resultados razonables debido a la adecuada representación del fenómeno físico. La mayoría de estos modelos se han enfocado en absorbedores de película descendente verticales (Wassenaar y Westra, 1992; Patnaik y Perez-Blanco, 1993; Patnaik *et al.*, 1993). Sin embargo, Kirby y Perez-Blanco (1994) propusieron un modelo con coeficientes asumidos de transferencia de calor y de masa para absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales. Este modelo utiliza coeficientes empíricos de transferencia de calor y de masa e incorpora el efecto de los regímenes de flujo que experimenta la solución al descender por el haz de tubos. El absorbedor se divide en tres regímenes: la región de formación de gotas, la región de caída de gotas y la región de película descendente.

2.8. Aplicación de modelos de redes neuronales artificiales (RNA) en sistemas de absorción y en la predicción de propiedades termofísicas de los fluidos

Una red neuronal artificial (RNA) es un modelo computacional inspirado en la operación del sistema nervioso, donde la neurona es el elemento fundamental. Las propiedades del funcionamiento nervioso en las cuales está basada la teoría de las RNA son:

- Procesamiento de la información proveniente del entorno en tiempo real, combinándola o comparándola con información almacenada y obteniendo respuestas adecuadas incluso en situaciones nuevas.
- Robustez.

- Capacidad de adaptación.
- Procesamiento paralelo.

Las redes neuronales artificiales, buscan imitar el comportamiento del cerebro humano procesando la información rápidamente, aprendiendo sin instrucciones explícitas y creando representaciones internas que permiten estas habilidades. La habilidad de ajustar las señales recibidas en el cerebro es un mecanismo de aprendizaje. Las RNA también presentan esta habilidad.

Las neuronas están constituidas de un cuerpo celular o soma, del cual sale una rama principal, llamada axón y otras ramas más cortas, llamadas dendritas (figura 2.17). Una neurona es un procesador de información muy simple, constituido por un canal de entrada (dendritas), procesador (soma) y un canal de salida (axón). Las neuronas reciben señales a través de las sinapsis (conexión entre neuronas) formadas en las dendritas de la neurona. De manera similar que el sistema nervioso, una RNA está compuesta de un gran número de elementos de procesamiento (neuronas), altamente interconectados que trabajan simultáneamente para resolver problemas específicos.

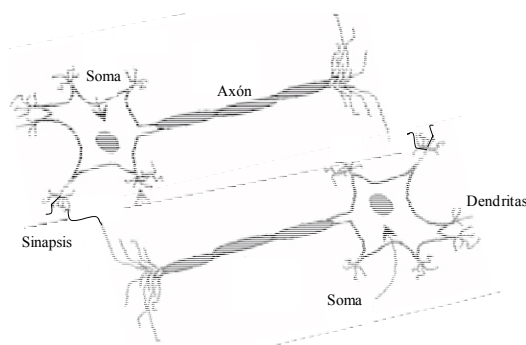


Figura 2.17. Partes de una neurona biológica.

2.8.1. Conceptos básicos

2.8.1.1. Arquitectura de la red neuronal artificial

La arquitectura de las redes neuronales define la manera en que las neuronas están organizadas formando capas entre la entrada y la salida de la red. Las neuronas se agrupan en unidades estructurales llamadas capas, dentro de una capa, las neuronas son del mismo tipo. Se pueden distinguir tres tipos de capas (figura 2.18):

- De entrada: reciben datos o señales procedentes del entorno.
- Ocultas: no reciben ni suministran información al entorno (procesamiento interno de la red).
- De salida: proporcionan la respuesta de la red a los estímulos de la entrada.

Generalmente las conexiones se realizan entre neuronas de distintas capas. En la figura 2.18 se muestra el funcionamiento de una RNA simple. La estructura de la red neuronal consta de los siguientes elementos: conjunto de entradas o vector de entradas (P_i) de n componentes, conjunto de pesos IW_{ij} , función sumatoria (Σ), función de activación (f) y función de salida (a).

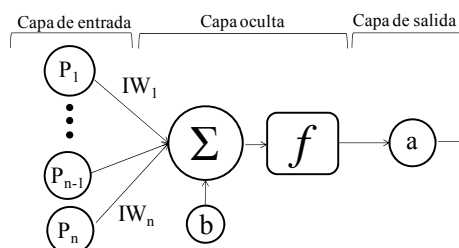


Figura 2.18. Estructura de una red neuronal artificial.

Cada unidad de procesamiento (neurona) recibe un número i de entradas. La entrada escalar P_i se transmite a través de una conexión que multiplica su valor por el peso escalar IW_{ij} correspondiente, para formar el producto escalar $IW.P$, los cuales son alimentados a la función sumatoria. La sumatoria total es simplemente la suma del producto escalar de las entradas por la matriz de pesos IW más el vector de bias, b . La sumatoria resultante (un escalar) es el único argumento de entrada a la función de transferencia (f), que produce la salida escalar (a).

El objetivo de las redes neuronales es que los parámetros (pesos y bias) se pueden ajustar de modo que la red represente el comportamiento deseado. Por lo tanto, podemos entrenar la red para hacer un trabajo en particular, mediante el ajuste de los parámetros de pesos y bias. Ahora bien, si la capa oculta está compuesta de varias neuronas, la estructura de la red neural será como en la figura 2.19. En esta red, cada elemento del vector de entrada está conectado a cada neurona de entrada a través de la matriz de peso IW . Cada neurona j en la capa oculta contiene una función de sumatoria que suma las entradas ponderadas y las bias para formar la salida escalar n_j . Las salidas de cada capa intermedia son las entradas a la capa siguiente. Finalmente, las salidas de la capa de neuronas forman un vector “a” de salida. La expresión para “a” se muestra en la parte inferior de la figura 2.19.

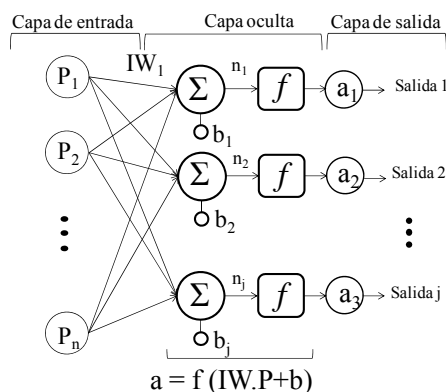


Figura 2.19. Estructura de la red neuronal con varias neuronas en la capa oculta.

Teniendo en cuenta la dirección del flujo de la información, las redes neuronales pueden clasificarse en:

- Redes de alimentación hacia adelante (Feedforward), en las cuales las señales se transfieren de una única forma, desde la entrada hasta la salida. No hay retroalimentación (lazos) es decir, la salida de cualquier capa no afecta a la misma capa.

- Redes de alimentación hacia atrás (Feedback), en las cuales las señales pueden ser transferidas en ambas direcciones mediante la introducción de lazos en la red.

2.8.1.2. Entrenamiento de la red neuronal artificial

La propiedad principal de una red neuronal artificial (RNA) es la capacidad de aprender de su entorno. El aprendizaje es el proceso por el cual una red neuronal modifica y actualiza sus pesos y bias en respuesta a una información de entrada, con el propósito de que la red pueda llevar a cabo de forma efectiva una tarea determinada. Los cambios que se producen durante el proceso de aprendizaje se reducen a la modificación y creación de conexiones entre las neuronas.

Los algoritmos, y en general el proceso de aprendizaje, son complejos. Sin embargo, una vez que la red neuronal realiza el proceso de aprendizaje, puede fijar sus pesos y funcionar en modo de ejecución o prueba.

2.8.1.3. Función de transferencia

La función de transferencia define la salida de la neurona en términos del nivel de actividad en su entrada. Se pueden utilizar diferentes expresiones para la función de activación de la neurona, pueden ser: paso (step), la función sigmoideal, tangente sigmoideal (tansig) o lineal (figura 2.20).

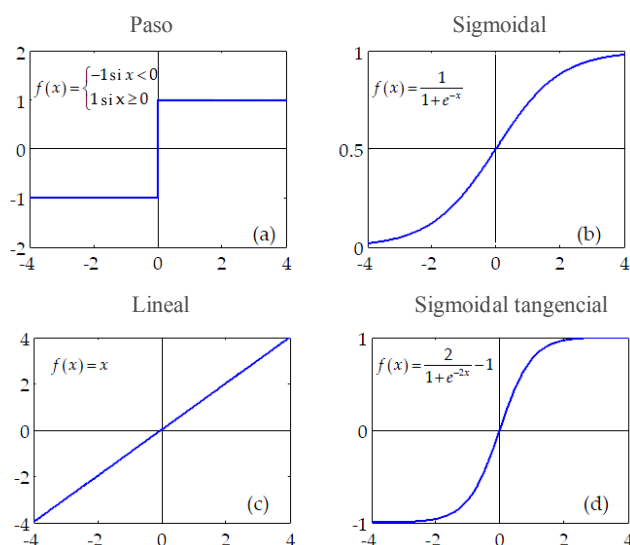


Figura 2.20. Diferentes funciones de activación: (a) paso; (b) sigmoideal.; (c) lineal; (d) tangencial sigmoideal.

2.8.1.4. Algoritmo de propagación hacia atrás

La propagación hacia atrás (backpropagation) es un algoritmo de gradiente descendente, donde el término de propagación hacia atrás se refiere a la manera en que se calcula el gradiente para las redes constituidas de múltiples capa. El entrenamiento del algoritmo de propagación hacia atrás (backpropagation) consiste en dos procesos de cálculo: un paso hacia delante y un paso hacia atrás. Las señales procedentes de la capa de entrada

se propagan a las unidades en la primera capa oculta, cada una produciendo una salida. Las salidas de estas neuronas se propagan utilizando el mismo algoritmo para unidades en las capas posteriores hasta que las señales alcanzan la capa de salida, donde se obtiene la respuesta real de la red al vector de entrada. Los pesos se fijan en esta etapa, y posteriormente en el segundo paso (hacia atrás) la función del error se minimiza.

El algoritmo backpropagation utiliza el aprendizaje supervisado, que significa que el algoritmo proporciona valores de las entradas y salidas de la red que queremos calcular, y luego se calcula el error (diferencia entre los resultados reales y los calculados). El objetivo de este algoritmo es reducir este error. El entrenamiento empieza con pesos aleatorios, y el objetivo es que el ajuste de los pesos de manera que proporcione un error mínimo. Por lo general, en los enfoques de redes neuronales, es necesaria la normalización de datos antes de iniciar el proceso, para garantizar que la influencia de cada variable de entrada en el curso de la construcción del modelo no está afectada por la magnitud sus valores, o su rango de variación. La técnica de normalización utilizada consiste en una transformación lineal de las variables de entrada/salida al intervalo $[0,1]$.

2.8.1.5. Algoritmo de Levenberg-Marquardt

El algoritmo de Levenberg-Marquardt es un método eficaz utilizado para la adaptación de pesos (Levenberg, 1944; Marquardt, 1963), que es una combinación entre la regla de gradiente descendente y el método de Gauss-Newton. El algoritmo utiliza un parámetro para decidir el tamaño de paso, que toma valores grandes en las primeras iteraciones (equivalente con el algoritmo de descenso de gradiente), y valores pequeños en las etapas posteriores (equivalente con el método de Gauss-Newton). Se combina la capacidad de ambos métodos, evitando sus inconvenientes (Bishop, 2002; Hagan y Menhaj, 1994).

2.8.2. Modelos de RNA en sistemas de absorción y en la predicción de propiedades termofísicas de los fluidos

Gran número de investigaciones utilizan modelos de redes neuronales artificiales (RNA) en una amplia gama de aplicaciones de ingeniería, debido a que las RNA pueden proporcionar modelos empíricos útiles para procesos complejos no lineales. En esta sección se describen algunos estudios de modelos de redes neuronales artificiales que se han desarrollado en aplicaciones de equipos de refrigeración por absorción y en la predicción de propiedades termofísicas de los fluidos.

Las redes neuronales artificiales (RNA) son prometedoras herramientas alternativas para la modelización, éstas pertenecen a los modelos con enfoques de caja negra, donde los parámetros estimados del modelo no requieren de interpretaciones físicas ni la descripción matemática del fenómeno involucrado en el proceso. Su habilidad de reconocer y reproducir relaciones de causa-efecto para múltiples entradas y/o salidas, a través del entrenamiento, convierte la metodología de redes neuronales en un método eficiente para representar sistemas complejos (Pareek *et al.*, 2002).

Actualmente, el uso de las redes neuronales artificiales está presente en muchas áreas de procesos químicos (Gob *et al.* 1999, Stegemann y Buenfeld, 2002; Hamzaoui *et al.*, 2011). Aunque los primeros resultados de la aplicación del método de redes neuronales

fueron publicados en 1943 por McCulloch y Pitts (1943), solo en los últimos años el concepto de las redes neuronales artificiales ha ganado gran popularidad en muchas áreas de la ingeniería (Himmelblau, 2000). Específicamente, en los últimos años, las redes neuronales con el modelo de alimentación hacia adelante (feed forward) entrenadas por el algoritmo de propagación hacia atrás (back-propagation) se han posicionado en el campo de los sistemas de refrigeración por absorción y sus aplicaciones.

A través de la aplicación de la metodología RNA se ha logrado predecir el comportamiento de sistemas energéticos complejos sin necesidad de sistemas de adquisición de datos ni sistemas de control (Curtiss, 1992). Debido a las complejidades encontradas en los sistemas de refrigeración por absorción, resulta difícil realizar el control eficiente de estos sistemas. Por lo tanto, los modelos RNA se utilizan como alternativa al control de procesos que permiten ayudar a obtener resultados satisfactorios sin considerar las hipótesis requeridas en modelos termodinámicos (Hernández *et al.*, 2008). De hecho, las redes neuronales son reconocidas como buenas herramientas para el modelado dinámico (Rumelhart y Zipner, 1985).

Una red neuronal desarrollada por Ferrano y Wong (1990) se utilizó para predecir la carga de refrigeración utilizando las medidas de temperaturas obtenidas en un período de 24 h. Por otra parte, una RNA fue utilizada para determinar el tiempo de retardo para una planta de aire acondicionado para responder a las acciones de control (Huang y Nelson, 1994).

Kalogirou (2001) presentó diversas aplicaciones de las redes neuronales principalmente en sistemas de energías renovables. En este estudio, el autor utilizó las RNA para el modelado y diseño de generadores de vapor solares, para la estimación del factor de interceptación en colectores cilindro-parabólicos y la relación de la concentración local y para la modelización y la predicción del rendimiento de sistemas solares y de calentamiento de agua. También en este estudio, las RNA se han utilizado para la estimación de las cargas de calefacción de los edificios, para la predicción del flujo de aire en una habitación de prueba con ventilación natural y para la predicción del consumo de energía de un edificio solar pasivo. En todos los modelos se han utilizado arquitecturas de capa oculta múltiple. Los errores reportados en estos modelos se encuentran dentro de los límites aceptables, los cuales sugieren claramente que las RNA pueden ser utilizadas para modelar sistemas de energías renovables. También, en este estudio se resumen otras investigaciones con redes neuronales en el campo de las energías renovables y otros sistemas de energía, en la predicción de la radiación solar y velocidad del viento, los sistemas fotovoltaicos, la construcción de sistemas de servicios y la previsión de cargas térmica.

Chow *et al.* (2002) introdujo la utilización de un nuevo concepto en el sistema de control de enfriadoras de agua de absorción basado en la integración de las redes neuronales artificiales y algoritmos genéticos. La configuración del modelo de RNA tiene una capa de entrada con 5 neuronas, dos capas ocultas con 5 y 9 neuronas en la primera y en la segunda capa, respectivamente y 4 neuronas en la capa de salida, por lo cual se obtiene una configuración del tipo 5-5-9-4. Los resultados del modelo RNA muestran un valor de la raíz del error cuadrático medio (rmse) de 0.00285 y un coeficiente de correlación lineal r^2 del 8%. La optimización global conseguida con este enfoque permite obtener ahorros considerables de electricidad y combustible en la operación de enfriadoras de agua de absorción de llama directa.

Yang *et al.* (2003) presentó una aplicación de la red neuronal en un sistema de control en edificios. En este estudio se desarrolló un modelo optimizado de RNA para determinar la hora óptima de inicio de operación del sistema de calefacción en un edificio.

Sözen y Akcayol (2004) utilizó el enfoque de RNA para el análisis de desempeño de un ciclo de refrigeración por absorción de eyector activado con energía solar. El modelo de RNA propuesto utiliza sólo las temperaturas de operación de los cuatro componentes principales como variables de entrada para predecir el rendimiento de la enfriadora de agua. Las variables de salida son el coeficiente de operación del ciclo (COP), coeficiente de operación exergético (ECOP) y la relación de circulación de la solución. La estructura de red elegida para modelizar este sistema requiere 20 neuronas en la capa oculta, por lo cual se obtiene una red neuronal con estructura 4-20-3. Los coeficientes de regresión lineal (r^2) para las salidas fueron elevados, lo que indica que las RNA son un método eficiente para la predicción de los parámetros de desempeño de este sistema. Con este estudio demostraron la importancia del enfoque RNA, además de reducir el tiempo de cálculo requerido, permitió encontrar soluciones que hacen de las aplicaciones de energía solar una opción más viable.

Otro estudio en el cual se aplica la metodología de RNA se reportó por Manohar *et al.* (2006) para la modelización de una enfriadora de agua de absorción de doble-efecto. En este trabajo, el modelo RNA predice la capacidad de enfriamiento de la enfriadora de agua y describe una configuración de 6 neuronas en la capa de entrada, dos capas ocultas compuestas por 6 y 9 neuronas en la primera y segunda capa, respectivamente, y una neurona en la capa de salida (6-6-9-1). La red neuronal se entrenó con datos experimentales y predijo la capacidad de enfriamiento de la enfriadora de agua de doble-efecto con una desviación de $\pm 1.2\%$ con respecto a los valores experimentales.

Kalogirou (2006) describió algunas aplicaciones de sistemas de inteligencia artificial (redes neuronales, lógica difusa, algoritmos genéticos y sistemas híbridos) en distintas disciplinas de ingeniería de energías renovables.

Hernández *et al.* (2008) propusieron un modelo predictivo del desempeño de un proceso de purificación de agua integrado en un transformador de calor de absorción, usando una red neuronal artificial. El modelo predice el coeficiente de operación (COP) en línea, teniendo en cuenta las temperaturas de entrada y de salida de cada uno de los cuatro componentes (absorbedor, generador, evaporador y condensador), así como otros dos parámetros: la presión del transformador de calor de absorción y la concentración de la solución $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$. El modelo desarrollado en este estudio se puede utilizar para el control del proceso de purificación de agua integrado en un transformador de calor de absorción. Posteriormente, Hernández *et al.* (2009) desarrollaron un modelo de red neuronal invertido (RNAi) para calcular las condiciones óptimas de operación del mismo proceso de purificación de agua integrado en un transformador de calor de absorción con recuperación de energía a fin de encontrar el mayor valor COP.

Labus (2011) utilizó el enfoque de las RNA para obtener modelos en régimen estacionario de máquinas de refrigeración por absorción de pequeña potencia basados en datos experimentales obtenidos en un banco de ensayos. En este estudio se propone una metodología para el control de las enfriadoras de agua de absorción comerciales mediante el ajuste de varios parámetros de entrada del lado del agua. Para lograr este objetivo, se desarrolló un modelo basado en datos experimentales y se realizó un análisis de sensibilidad para determinar los parámetros que tienen mayor influencia en

las cargas térmicas para posteriormente optimizarlos mediante la metodología de red neuronal inversa (RNAi).

Un importante campo de aplicación de los modelos de redes neuronales es la predicción de las propiedades termodinámicas y de transporte de los fluidos. El análisis de procesos, como los sistemas de refrigeración absorción, requiere del conocimiento de las propiedades de los fluidos involucrados en el proceso. Sin embargo, no existen muchos estudios de RNA usados para la predicción de las propiedades físico-químicas. A continuación, se mencionan algunos estudios que han aplicado la metodología RNA para la predicción de propiedades de los fluidos.

Sharma *et al.* (1999) aplicaron las RNA para la estimación del equilibrio líquido-vapor, usando el algoritmo de propagación hacia atrás. Los sistemas estudiados fueron metano-etano y amoníaco-agua. Los resultados demostraron interesantes posibilidades de las RNA para aplicaciones de análisis de la termodinámica de mezclas, obteniendo un error de $\pm 1\%$.

Homer *et al.* (1999) desarrollaron métodos predictivos basados en las RNA para la viscosidad y otras propiedades termofísicas: la densidad, el calor de vaporización, el punto de ebullición y el factor acéntrico de hidrocarburos líquidos orgánicos puros en un amplio intervalo de temperaturas. Con el modelo RNA para la predicción de la viscosidad se obtuvo una desviación media absoluta entre los valores estimados y experimentales aproximadamente dos veces menor que con otros métodos de predicción.

Nashawi y Elgibaly (1999) desarrollaron un modelo de redes neuronales para la predicción de la viscosidad de compuestos orgánicos basado en un conjunto de 110 datos experimentales en un intervalo de viscosidad entre 0.197 y 19.9 mPa.s. La validez del modelo se evaluó mediante 35 datos que no fueron incluidos en el conjunto de entrenamiento. El modelo de redes neuronales tiene la ventaja de proporcionar resultados precisos para un amplio espectro de estructuras de compuestos orgánicos usando propiedades fisicoquímicas disponibles fácilmente.

Elsharkwy y Gharbi (2001) realizaron una comparación entre varios modelos desarrollados para la determinación de la viscosidad del petróleo usando técnicas clásicas de regresión y técnicas basadas en redes neuronales artificiales, a partir de los datos de viscosidad del petróleo de diferentes yacimientos. Los resultados mostraron que los modelos de RNA desarrollados fueron más precisos. Basándose en esta comparación se presentó un modelo de RNA que utiliza la gravedad API del petróleo y el gas, la presión y temperatura para predecir la viscosidad del petróleo crudo.

Chouai *et al.* (2002) aplicaron la metodología de redes neuronales artificiales para predecir los datos presión-volumen-temperatura y otras propiedades termodinámicas, tales como entalpía, entropía, factor de compresibilidad y capacidad calorífica de los refrigerantes R134a, R32 y R143a.

Sözen *et al.* (2004, 2005) utilizaron redes neuronales artificiales para predecir las propiedades de dos fluidos de trabajo alternativos (metanol/LiBr y metanol/LiCl) en sistemas de refrigeración por absorción. En el modelo se utilizó el algoritmo de aprendizaje de propagación hacia atrás con tres variables de entrada (temperatura, presión y composición) y la función de transferencia sigmoideal. Para entrenar la red neuronal se utilizaron datos experimentales y el volumen específico fue la variable de

salida de la red. Después del entrenamiento, se obtuvo un error promedio de aproximadamente 1%.

Sözen *et al.* (2006) utilizaron las redes neuronales artificiales para determinar las propiedades termodinámicas (volumen específico, la entalpía y la entropía) de un refrigerante alternativo (R508b). En la RNA utilizaron el algoritmo de aprendizaje de propagación hacia atrás y la función de transferencia sigmoidea. En este estudio, demostraron que la aplicación de las RNA permite reducir los errores en la predicción de las propiedades y también eliminar la necesidad de ecuaciones analíticas complejas que requieren mucho tiempo y un gran esfuerzo computacional.

Sençan *et al.* (2006) utilizaron el enfoque de las RNA para la predicción de la entalpía de los fluidos de trabajo $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ y $\text{H}_2\text{O}/\text{LiCl}$ los cuales son utilizados en sistemas de refrigeración por absorción. Además, en este estudio se incluyó la comparación del desempeño de los sistemas de absorción operando con estos fluidos de trabajos. Los modelos RNA desarrollados para los fluidos $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ y $\text{H}_2\text{O}/\text{LiCl}$ se basaron en datos experimentales de la entalpía específica de la solución obtenidos de la literatura.

Omole *et al.* (2009) utilizaron la metodología de RNA para mejorar la estimación de la viscosidad del petróleo obtenida a partir de correlaciones empíricas. Los resultados del modelo RNA fueron mejores que las correlaciones empíricas en términos del error de promedio absoluto relativo y el coeficiente de correlación lineal r^2 .

2.9. Conclusiones

Las conclusiones más relevantes de este capítulo son:

- Se reconoce que las enfriadoras de agua de absorción de triple-efecto representan un paso importante en la evolución de los sistemas de absorción porque suponen una mejora de los ciclos de refrigeración por absorción de doble-efecto, alcanzando valores de rendimiento superiores. No obstante, por las limitaciones asociadas al fluido de trabajo (problemas de corrosión e inestabilidad térmica), los grandes tamaños y altos precios de las enfriadoras de triple-efecto, no se han extendido al sector residencial y comercial, donde los equipos eléctricos de compresión continúan dominando el mercado.
- Numerosos estudios se han enfocado en el desarrollo de enfriadoras de agua de triple-efecto. Se han ensayado y patentado prototipos de triple-efecto con el fluido de trabajo convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ con valores de coeficiente de operación (COP) de 1.7 y mayores, y algunas compañías han empezado con la comercialización, lo cual demuestra la viabilidad de estas enfriadoras de agua. Sin embargo, se enfatizan los problemas de corrosión en los componentes expuestos a altas temperaturas.
- En la literatura se han propuesto nuevas mezclas salinas, para enfriadoras de agua de triple-efecto que utilizan agua como refrigerante, que sustituyen al LiBr. Los absorbentes constituidos de soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos ofrecen condiciones favorables de corrosividad, estabilidad térmica, presión de vapor y transferencia de calor y de masa. Se ha resumido en este trabajo el estado de arte de los conocimientos concernientes a la estabilidad térmica, corrosión y propiedades de transporte.
- El absorbedor es el corazón de la tecnología de refrigeración por absorción. La literatura contiene una cantidad significativa de investigaciones experimentales y

teóricas enfocadas en este componente, sin embargo, todavía los procesos de transferencia de calor y de masa que ocurren simultáneamente no están completamente definidos. En este trabajo se presenta una revisión de la literatura con los estudios experimentales y modelos teóricos de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales.

- Las redes neuronales artificiales (RNA) se han identificado como herramientas prometedoras para la modelización de diferentes procesos. El enfoque de redes neuronales artificiales presenta ventajas sobre los métodos convencionales, como la velocidad para resolver cálculos complejos, la capacidad de aprender a partir de datos y pueden ser entrenadas fácilmente cuando se someten a nuevos conjuntos de datos. En la literatura se encuentran varias aplicaciones de los modelos de RNA, en el ámbito de las propiedades termodinámicas y en sistemas de refrigeración por absorción, los cuales han permitido proporcionar resultados más precisos en relación a los métodos convencionales.

Capítulo 3

Propiedades termodinámicas y de transporte de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos

3.1. Introducción

La selección de un fluido de trabajo es un paso crítico para el diseño de los ciclos de refrigeración por absorción. Las propiedades de los fluidos de trabajo son el factor principal para la determinación del desempeño de un sistema de refrigeración por absorción. El fluido de trabajo en los sistemas de absorción permite mantener el proceso cíclico similar a un sistema de compresión, pero requiere intercambiar calor a temperaturas más elevadas. Por consiguiente, el criterio de selección de un fluido de trabajo para un sistema de refrigeración por absorción es más complejo que en un ciclo de compresión de vapor.

Las propiedades termodinámicas y de transporte de los fluidos de trabajos usados en ciclos de refrigeración por absorción son muy importantes para que estos sistemas sean evaluados y diseñados apropiadamente. La modelización de un ciclo de refrigeración por absorción y el cálculo de sus prestaciones, así como la elección del fluido de trabajo adecuado, requiere un amplio conocimiento de algunas propiedades termofísicas de los fluidos de trabajo a diferentes temperaturas y concentraciones.

El objetivo de este capítulo es realizar la determinación experimental, estimación y modelización de las propiedades termofísicas de soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos, las cuales son potenciales fluidos de trabajos en enfriadoras de agua de absorción con accionamiento a alta temperatura. Los resultados obtenidos en este capítulo son el punto de partida para la simulación termodinámica de los ciclos de refrigeración por absorción y para el estudio del proceso de absorción de estas soluciones.

3.2. Selección y determinación de las propiedades termofísicas de la solución acuosa de $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$ en proporción porcentual másica 53:28:19

Las soluciones acuosas de nitratos alcalinos se han propuesto por ser un potencial competidor de los fluidos convencionales de trabajo para sistemas de refrigeración por absorción que operan hasta temperaturas de 260°C. Debido a la limitada información disponible de las propiedades termofísicas de la solución acuosa de $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3)$ es necesario realizar un estudio de sus propiedades en el rango de las temperaturas de operación de interés en ciclos de refrigeración por absorción accionados con fuentes de calor a alta temperatura.

En el capítulo 2 (sección 2.5) se realizó una revisión de los estudios encontrados en la literatura de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos. Varios autores han estudiado las propiedades termofísicas de estas soluciones y han analizado posibles aplicaciones de estas mezclas en ciclos de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura.

En las secciones siguientes de este capítulo, se han compilado las propiedades: solubilidad, presión de vapor, calor específico, entalpía específica, densidad, viscosidad dinámica, conductividad térmica y tensión superficial para la solución acuosa de $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$. Los criterios seguidos para la selección de las diferentes propiedades termodinámicas que se han tomado de la literatura es que su rango de validez abarque el intervalo de temperaturas y concentraciones lo más amplio posible y con mayor precisión. Así como también, las propiedades que se han determinado experimentalmente en este trabajo, deben cubrir el rango de operación de un ciclo de refrigeración por absorción que utilice agua como refrigerante y con accionamiento a alta temperatura.

3.2.1. Solubilidad

El conocimiento de los intervalos de solubilidad de las mezclas salinas a utilizar en sistemas de refrigeración por absorción, permite establecer el rango de operación de estos sistemas. Es bien conocido que la cristalización es un problema común en las máquinas de refrigeración por absorción que trabajan con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo. Por este motivo, Andersen *et al.* (2000), se interesaron en estudiar la solubilidad de la mezcla $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3)$ propuesta por Davidson y Erickson (1986a,b). Con este propósito, los autores realizaron un experimento con esta solución, para evaluar el proceso de cristalización que se produce debido al desprendimiento de calor. Aunque no fue posible determinar el calor liberado durante el proceso de cristalización, lograron definir tres líneas representadas en un diagrama presión-temperatura-concentración (P-T-X) que describen el proceso de cristalización de la solución. La primera, representa el comportamiento inicial de la solución al que llamaron “milky” (lechoso). La segunda línea de cristalización representa a un comportamiento aún más viscoso que los autores denominan “crystal soup” (sopa de cristales). La tercera línea fue definida como cristalización sólida y representa la existencia de bloques de cristales en el fondo del recipiente en cantidad suficiente para detener el agitador magnético. Esta última línea no significa que la solución esté en un

estado completamente sólido, pero si que existe una dificultad para el bombeo de la solución a través del circuito.

Vargas *et al.* (2008) realizaron un estudio sistemático de la solubilidad de diferentes mezclas de nitratos y nitritos alcalinos en agua, en el cual determinaron la temperatura de cristalización de 21 mezclas mediante una técnica politérmica visual. Las mezclas que presentaron un mejor comportamiento de solubilidad fueron seleccionadas para determinarles la temperatura de saturación usando una técnica calorimétrica de mayor precisión. Las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos que se estudiaron usando la técnica calorimétrica fueron: $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ con relación másica de sal de 53:42:05 y 53:28:19 y de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ con relación másica de sal de 53:35:12 y 60:36:04. Los valores experimentales de la temperatura de saturación obtenidos para estas mezclas fueron correlacionados en función de la fracción másica total de sal usando una función polinomial de segundo orden en dos rangos.

$$T_{\text{crist}} = a_0 + a_1(100.x) + a_2(100.x)^2 \quad (3.1)$$

donde T_{crist} es la temperatura de cristalización en K, y x la fracción másica total de sales. En la tabla 3.1 se presentan los parámetros a_0 , a_1 , a_2 de la ecuación (3.1) obtenidos por Vargas *et al.* (2008) para la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ con relación másica de sales 53:28:19, respectivamente.

Tabla 3.1. Parámetros de la ecuación (3.1) para el cálculo de la temperatura de cristalización de la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ con relación másica de sales de 53:28:19, respectivamente.

Rango de composición	a_0/K	a_1/K	a_2/K
$0.6841 \leq x \leq 0.8262$	-594.653	22.241	-0.130
$0.8262 < x \leq 0.9329$	-1628.292	38.911	-0.181

La figura 3.1 muestra la comparación de las tres líneas de temperatura que definen el proceso de cristalización de la solución de $\text{H}_2\text{O}+(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ con relación másica de sales de 53:28:19, respectivamente, obtenidas por Andersen *et al.* (2000) y la temperatura de cristalización propuesta por Vargas *et al.* (2008). Como se puede observar en la figura 3.1, la línea de cristalización de Vargas *et al.* (2008) tiene un comportamiento aproximado a las líneas de cristalización “milky” y “cristal soup” propuestas por Andersen *et al.* (2000).

La temperatura de cristalización de la solución $\text{H}_2\text{O}+(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ (53:28:19) utilizada en este trabajo, se ha calculado mediante la ecuación (3.1) propuesta por Vargas *et al.* (2008).

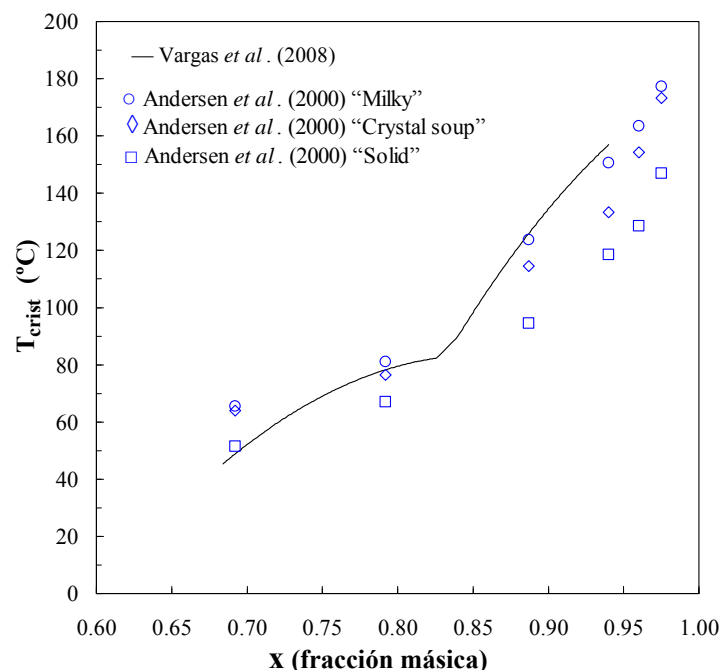


Figura 3.1. Temperatura de cristalización a diferentes fracciones másicas total de sales para la solución de $\text{H}_2\text{O}+(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ con relación másica de sales de 53:28:19.

3.2.2. Equilibrio líquido-vapor de la solución

El conocimiento del equilibrio líquido-vapor de los fluidos de trabajo de ciclos de refrigeración por absorción es indispensable para el estudio termodinámico de dichos ciclos. En el caso del fluido convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ esta propiedad se ha estudiado y documentado ampliamente (McNeely, 1979; Peters y Keller, 1994). Sin embargo, para las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos existen pocos datos experimentales en la literatura abierta. Davidson y Erickson (1986b) determinaron experimentalmente la presión de vapor de la solución de $\text{H}_2\text{O}+(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ con la relación másica de sales de 53:28:19. Ally (1987) correlacionó los datos experimentales obtenidos por Davidson y Erickson (1986b) en forma de ecuaciones polinómicas del equilibrio líquido-vapor similares a las utilizadas para el $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ (McNeely, 1979).

A continuación, se presenta una breve descripción de los equipos, reactivos y procedimientos utilizados para obtener las medidas experimentales de la presión de vapor y para la validación del método. También se detalla el cálculo de la composición de las fases en el equilibrio a partir de los resultados obtenidos para la presión de vapor aplicando el método de Barker (1953). Finalmente los datos del equilibrio líquido-vapor se han correlacionado mediante una expresión polinómica y se han comparado con los valores existentes en la bibliografía.

3.2.2.1. Descripción del equipo y reactivos utilizados

La determinación de la presión de vapor del sistema $\text{H}_2\text{O}+(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ con proporción másica sales de 53:28:19, respectivamente, se ha realizado utilizando el método estático, para ello se ha empleado un equipo experimental ubicado en los laboratorios de CREVER, el cual se ha empleado para el estudio de fluidos puros y

mezclas. El equipo y el procedimiento experimental se han descrito por Esteve (1995), Herraiz (2001), Salavera (2005), Libotean (2008) y Álvarez *et al.* (2011).

En la figura 3.2 se muestra un esquema del equipo experimental utilizado para la determinación de la presión de vapor; el cual consiste de una celda de equilibrio (A), un transductor diferencial de presión Ruska modelo 2439-702 (B), un indicador de cero Ruska modelo 2416-7111 (C), tres sensores de presión Ruska modelo 6200 con diferentes rango de presión (D), un baño termostático Haake F6 de 2000 W de potencia (E), un agitador magnético (F), una bomba de vacío Telstar (I), termómetro de precisión Anton Paar modelo MKT100 (G) y una termo-resistencia de platino.

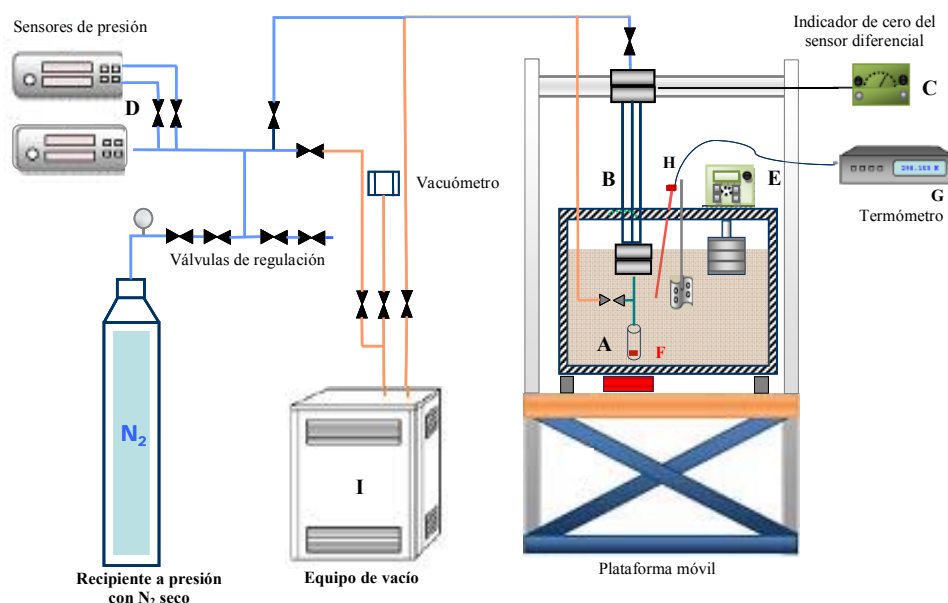


Figura 3.2. Esquema del dispositivo experimental para la determinación de la presión de vapor.

El indicador de cero tiene una precisión de ± 0.07 kPa, el baño termostático tiene una resolución 0.01 K y el termómetro Anton Paar tiene una resolución 1 mK. Los tres sensores de presión empleados poseen los siguientes rangos de presión y precisión:

- Rango 3.5-130 kPa, precisión ± 0.01 kPa.
- Rango 10-1034 kPa, precisión ± 0.05 kPa.
- Rango 35-5000 kPa, precisión ± 0.06 kPa.

Otros equipos utilizados son: una balanza Mettler PR2003 de precisión ± 1 mg y un horno Mermert, modelo UE200. A continuación, se describe los componentes principales del dispositivo experimental:

a. Celda de equilibrio

La celda de equilibrio consiste en un recipiente de acero inoxidable especialmente diseñado para colocar la muestra de estudio (figura 3.3.a). En su parte superior posee un orificio, que permite la introducción y preparación de la muestra de estudio y también la conexión de la celda con dos sistemas: el transductor de presión y la bomba de vacío cuando sea necesario.

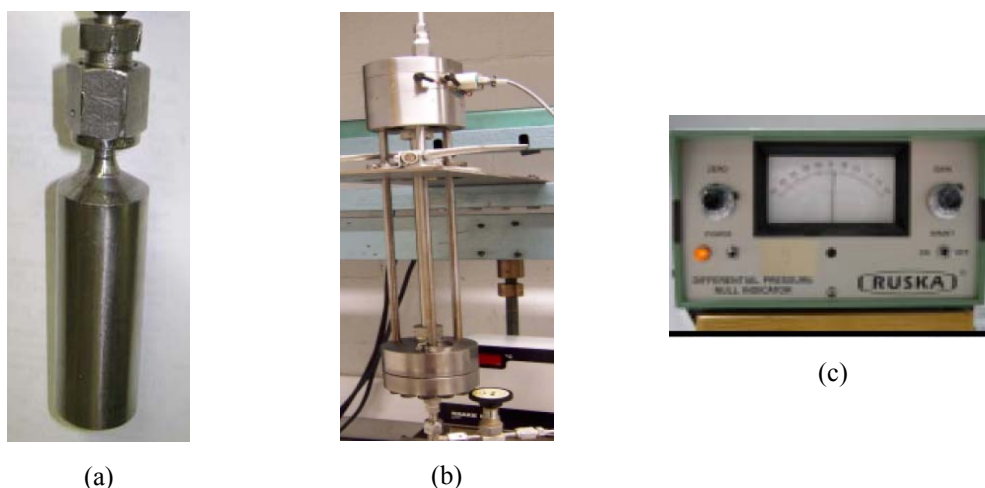


Figura 3.3. Componentes de equipo de medida de presión de vapor: (a) Celda de equilibrio; (b) Transductor de presión; (c) Indicador de cero.

b. Equipo de medida de la presión de vapor

Para medir la presión diferencial se requieren dos dispositivos: el transductor diferencial de presión, el cual es el componente principal del equipo de medida; y el indicador de cero. En la figura 3.3.b, se muestra el transductor diferencial de presión que soporta temperaturas entre 5 y 260°C. Este dispositivo está constituido por un bloque de Monel K-500 y consta de un diafragma delgado y flexible de acero inoxidable SS-302 que separa dos cámaras (inferior y superior). El diafragma se deforma cuando se presentan fuerzas de tensión debido a la diferencia de presión entre sus dos cámaras.

El indicador de cero, mostrado en la figura 3.3.c, es un dispositivo que permite establecer la relación del desplazamiento del diafragma con la diferencia de presiones entre ambas cámaras. El indicador posee una aguja situada en una escala semicircular que se mueve en una u otra dirección dependiendo de la diferencia de presión existente entre las cámaras. Cuando el indicador se ubique en la posición del cero estarán las dos cámaras equilibradas.

La cámara inferior del transductor se conecta directamente a la celda de equilibrio, mientras que la cámara superior está conectada a una línea de presión. En esta línea de presión se ubican unas válvulas que permiten regular la presión de la atmósfera de gas de nitrógeno seco que se utiliza para compensar las presiones existentes en la celda de equilibrio, ejercidas sobre el diafragma. Para medir la presión de la línea se dispone de tres manómetros de presión absoluta que abarcan diferentes rangos, dichos manómetros fueron previamente calibrados en el Laboratorio de Metrología y Calibración de Presión y Temperatura (Termocal) de la Universidad de Valladolid.

La cámara inferior, también está conectada al sistema de vacío, lo cual permite poner en funcionamiento la bomba de vacío en el momento de realizar las degasificaciones de la muestra.

c. Equipo de control y medida de temperatura

La termostatación de la celda de equilibrio y de la membrana del transductor se ha realizado utilizando un baño térmico Haake F6 con un calefactor de 2 kW de

potencia. Para evitar problemas de condensación se sumergieron en el baño termostático las líneas que están en contacto con el líquido y vapor de la muestra. El fluido termostatizador es un aceite cuyas propiedades permiten controlar la temperatura de manera estable en el rango de interés en este estudio, sin degradarse, ni evaporarse.

La medida de la temperatura del baño se realizó mediante una termo-resistencia de platino (PT-100), conectada a un termómetro de precisión. La sonda de temperaturas fue previamente calibrada en el Laboratorio de Metrología y Calibración de Presión y Temperatura (Termocal) de la Universidad de Valladolid.

3.2.2.2. Procedimiento experimental

El procedimiento experimental se ha descrito en los trabajos previos de Esteve *et al.* (1995), Herraiz (2001), Salavera (2005), Libotean (2008) y Álvarez *et al.* (2011). La muestra a estudiar se introdujo en el interior de la celda de equilibrio, que está conectada directamente a la parte inferior del transductor de presión diferencial. La parte superior del transductor está conectada a la línea de presión que contiene una atmósfera controlada de nitrógeno seco. El nitrógeno seco está conectado a un manómetro de presión absoluta. Cuando el transductor diferencial logra equilibrar la presión en la celda con la presión del gas inerte (presión diferencial nula), la presión de la atmósfera de nitrógeno, medida por el sensor de presión absoluta, corresponderá a la presión de la muestra problema.

El procedimiento experimental para la determinación del equilibrio líquido-vapor consistió en la preparación de ocho muestras, en proporciones másicas porcentuales de sales/agua de 50/50, 60/40, 70/30, 75/25, 80/20, 85/15, 90/10 y 95/5. Cada una de ellas, se preparó de manera independiente. Luego de la determinación de la presión de vapor en el rango de temperaturas de interés 60-200°C, se procedió al vaciado, limpieza y secado de la celda, para posteriormente realizar la preparación de una nueva muestra. A continuación se describe los diferentes pasos seguidos en el procedimiento de la medida de presión de vapor.

a. Preparación de las muestras

La celda de equilibrio debe estar perfectamente limpia y seca, por lo cual previamente se realizó la limpieza de la celda y se conservó en el interior del horno a 120°C. A continuación, se dejó enfriar hasta que su temperatura se equilibró con el ambiente. Posteriormente, se introdujo la cantidad de cada una de las sales, previamente calculadas para mantener las proporciones deseadas. La masa de cada sal utilizada fue cuidadosamente determinada usando una balanza electrónica (balanza Mettler PR2003) para obtener la concentración deseada. Las ocho muestras se prepararon con proporción másica fija de sales LiNO_3 , KNO_3 y NaNO_3 de 53:28:19, respectivamente, variando en cada muestra la cantidad de agua para las medidas de 50, 60, 70, 75, 80, 85, 90 y 95% de contenido másico de estas sales en agua. Los reactivos utilizados fueron LiNO_3 (Fluka, 99%), KNO_3 (Panreac, 99%) y NaNO_3 (Panreac, 99%) sin ninguna purificación posterior.

Una vez introducida las cantidades de sales, el paso siguiente fue introducir gradualmente la cantidad de agua requerida en la celda, pesándola en la balanza, hasta haber obtenido la cantidad de agua deseada para cada muestra. Al finalizar la

introducción de la muestra, se conectó la celda al sistema de medida y se inició el proceso de desgasificación de la muestra. Este proceso consiste en la realización de una serie de ciclos secuenciales de tratamiento: congelar la solución, eliminar los gases incondensables del interior de la celda de equilibrio mediante la bomba de vacío, y licuar la mezcla. El proceso de desgasificación se repitió hasta que no se detectó presión residual, lo cual es indicativo de que se han extraído todos los gases incondensables que contenía la celda. Para las mezclas utilizadas en este estudio se necesitaron 10 ciclos de desgasificación por muestra.

b. Medición

La celda con la solución de nitratos alcalinos de composición conocida se sumergió en el baño termostático. Como la celda está conectada al transductor de presión, la parte que contiene la membrana se dejó sumergida en el interior del baño. Para realizar esta operación se dispone de una plataforma elevadora, que permitió subir o bajar el baño térmico (figura 3.2) y el conjunto formado por la celda de equilibrio, transductor de presión diferencial y línea de presión se mantienen fijos.

A continuación, se programó el termorregulador del baño termostático a la temperatura deseada, inicialmente a 60°C, y se esperó hasta que la temperatura del baño se estabilizara durante una hora. Para conseguir una temperatura más uniforme en el baño se ha utilizado un agitador mecánico. Conforme la muestra contenida en la celda se aproxima a la temperatura del baño, la presión de vapor de la misma cambia, lo cual queda reflejado en el indicador de cero. Dicha variación se compensó controlando la presión de la atmósfera de nitrógeno, introduciendo o extrayendo gas. Cuando la temperatura y la presión se estabilizaron, se procedió al registro de dichos valores. Para realizar una nueva medida de la presión de vapor de la mezcla a otra temperatura, se programó el calefactor del baño a la siguiente temperatura de medida y se repitió el proceso. Una vez medida la presión a la última temperatura se procedió al vaciado y limpieza de la celda de equilibrio para posteriormente preparar una muestra con una nueva composición.

c. Vaciado y limpieza

Una vez finalizadas las medidas de presión de vapor se procedió a vaciar el contenido de la celda de equilibrio y luego se limpió su interior con agua destilada caliente. Este proceso se repitió varias veces. Para comprobar que el interior quedó perfectamente limpio se midió el pH del aclarado con un papel indicador, ya que al ser las soluciones utilizadas altamente alcalinas, de quedar residuos de las sales se reflejarían en el indicador de pH.

d. Validación del método

La validación del método implementado se realizó mediante la medida de la presión de vapor del agua pura a distintas temperaturas y la comparación de los resultados obtenidos con los valores propuestos en la bibliografía. Se seleccionó el agua debido a que sus propiedades están ampliamente referenciadas y además es el refrigerante que se utiliza en el ciclo de refrigeración por absorción con las soluciones de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.

Se determinó la presión de vapor del agua para temperaturas comprendidas entre 50 y 140°C, en intervalos de 20°C. Los resultados experimentales se han comparado con los datos reportados por Wagner y Pruss (2002). La desviación máxima obtenida fue de 1.07% y el rmse (raíz del error cuadrático medio) de 0.51%. Estos resultados validan el procedimiento experimental para la determinación de la presión de vapor.

3.2.2.3. Modelización del equilibrio líquido-vapor

Se ha aplicado el método de Barker (1953), que a partir de la composición total de la solución y de los valores experimentales de presión y temperatura permite hallar la composición en el equilibrio. Dicho método se ha utilizado previamente por Salavera (2005) y Libotean (2008). En este método se utiliza la siguiente expresión polinómica del tipo Redlich Kister para la energía Gibbs molar de exceso (G^E) en función de la composición líquida.

$$\frac{G^E}{x_1 x_2 RT} = A_1 + A_2(2x_1 - 1) + A_3(2x_1 - 1)^2 + \dots + A_n(2x_1 - 1)^{n-1} \quad (3.2)$$

en donde x_1 es la fracción molar de sal en el líquido, x_2 la correspondiente fracción molar de agua, R es la constante universal de los gases ideales, T la temperatura, y A_i coeficientes ajustables. El ajuste de los coeficientes se ha realizado mediante una regresión Marquardt que minimiza la siguiente función objetivo:

$$OF = \sum_i^N \left[\frac{(P_i^{cal} - P_i^{exp})}{P_i^{exp}} \right]^2 \quad (3.3)$$

donde N es el número de datos experimentales, P^{exp} y P^{calc} son los valores de presión experimental y calculados respectivamente, a una temperatura dada. La presión calculada es el resultado de un modelo termodinámico en el que la fase líquida se expresa por medio de una función derivada de la ecuación de Redlich-Kister (ecuación 3.2) y la fase vapor por medio de una ecuación virial. Los cálculos se han realizado utilizando un programa informático en Fortran.

Se ha evaluado para cada temperatura, las composiciones de la fase líquida a partir de de la composición total inicial de la celda. En este procedimiento, el comportamiento no ideal de la fase vapor fue tomando en cuenta usando la ecuación de estado del virial truncada en el segundo coeficiente virial. En la fase vapor, solo fue considerada la presencia de agua y se ha utilizado el segundo coeficiente del virial propuesto por Rumpf y Maurer (1993). Se han utilizado los valores de las propiedades críticas, el factor acéntrico y ecuaciones para la presión de vapor, la densidad y la viscosidad del agua pura propuestos por Saul y Wagner (1987).

3.2.2.4. Resultados del equilibrio líquido-vapor

Se realizaron medidas de presión de vapor de la solución acuosa de $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$ en proporción porcentual de másica de sales de 53:28:19, respectivamente, para fracciones másicas total de sales de 0.50, 0.60, 0.70, 0.75, 0.80, 0.85, 0.90 y 0.95 y temperaturas comprendidas entre 40°C y 200°C. Los datos experimentales de presión de vapor y los resultados de la composición de la fase líquida para la solución acuosa de

nitratos alcalinos se muestran en la tabla 3.2. La incertidumbre en la medida de la presión de vapor se presenta en el anexo A.

Tabla 3.2. Datos de presión de vapor experimental y fracción másica total de sales en la fase líquida calculada para la solución acuosa de: $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente.

P (kPa)	x (fracción másica)	P (kPa)	x (fracción másica)
T = 333.15 K		T = 353.15 K	
12.38	0.4992	28.33	0.4994
10.40	0.5997	24.17	0.6000
6.31	0.6997	18.00	0.7000
		12.38	0.7493
T = 373.15 K		T = 393.15 K	
60.13	0.4997	118.57	0.5004
48.49	0.6006	92.90	0.6015
36.46	0.7003	70.48	0.7008
26.54	0.7495	53.49	0.7500
20.32	0.8000	40.23	0.8004
13.61	0.8503	27.84	0.8506
T = 413.15 K		T = 433.15 K	
215.95	0.5014	377.13	0.5030
179.25	0.6033	292.92	0.6054
126.59	0.7017	220.38	0.7031
100.39	0.7508	175.32	0.7520
78.16	0.8011	140.91	0.8022
52.82	0.8511	93.25	0.8519
33.67	0.8998	59.32	0.9003
		38.36	0.9501
T = 453.15 K		T = 473.15 K	
596.57	0.5050	920.02	0.5079
496.87	0.6092	789.60	0.6145
361.58	0.7051	564.39	0.7078
288.22	0.7537	451.19	0.7560
229.18	0.8036	357.82	0.8056
159.01	0.8531	249.55	0.8547
101.20	0.9011	162.51	0.9022
63.43	0.9506	99.24	0.9512

Los valores experimentales de presión (P/kPa), temperatura (T/K) y la fracción másica total de sales en la fase líquida se han ajustado mediante la siguiente ecuación polinómica:

$$\ln(P / \text{kPa}) = \sum_{i=0}^2 a_i x^i + \frac{\sum_{i=0}^2 b_i x^i}{T / \text{K}} \tag{3.4}$$

donde x es la fracción másica total de las sales en la fase líquida y a_i y b_i parámetros ajustables determinados utilizando el método de mínimos cuadrados. En la tabla 3.3 se presentan dichos parámetros.

Tabla 3.3. Parámetros de la ecuación (3.4) para la solución acuosa LiNO₃+KNO₃+NaNO₃ en la proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente.

Coeficientes	
a ₀ /kPa	8.7369
a ₁ /kPa	27.0375
a ₂ /kPa	-21.4172
b ₀ /(kPa.K)	-2432.1378
b ₁ /(kPa.K)	-6955.3785
b ₂ /(kPa.K)	4525.9568

Se ha evaluado la desviación máxima, d_{máx}(%), y el error cuadrático medio, rmse, entre los resultados experimentales y los calculados por medio de la ecuación (3.4) aplicando las siguientes ecuaciones:

$$d_{\text{máx}} (\%) = \left(\frac{P^{\text{cal}} - P^{\text{exp}}}{P^{\text{exp}}} \right)_i .100\% \tag{3.5}$$

$$\text{rmse}(\%) = \left[\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \frac{(P^{\text{cal}} - P^{\text{exp}})^2_i}{P^{\text{exp}}_i} \right]^{\frac{1}{2}} .100\% \tag{3.6}$$

La desviación máxima entre los valores experimentales y calculados con la ecuación (3.4) es de 3.99% y el rmse 1.09%.

En la figura 3.4 se presentan los valores experimentales obtenidos y los valores calculados del ln(P) en función de -1000/T, de la observación de dicha figura se aprecia un comportamiento lineal. La presión aumenta con la temperatura y con la disminución en la concentración de sal. En la misma figura se presenta también la temperatura de cristalización para la solución acuosa de LiNO₃+KNO₃+NaNO₃ en proporción másica 53:28:19, respectivamente, descrita en la sección 3.2.1.

En la figura 3.5 se han representado los datos experimentales de la presión de vapor en función de la temperatura de la solución para fracciones másicas de sal entre 0.70 y 0.95, los valores calculados con la ecuación polinómica (3.4) y los valores calculados a partir de la correlación propuesta por Ally (1987). Se puede observar que los valores calculados mediante la correlación de Ally (1987) son siempre menores que los obtenidos en el presente estudio. La desviación máxima entre los resultados

experimentales de este estudio y aquellos calculados con la correlación de Ally (1987) fue de 7.4%, mientras que el rmse fue de 3.42%.

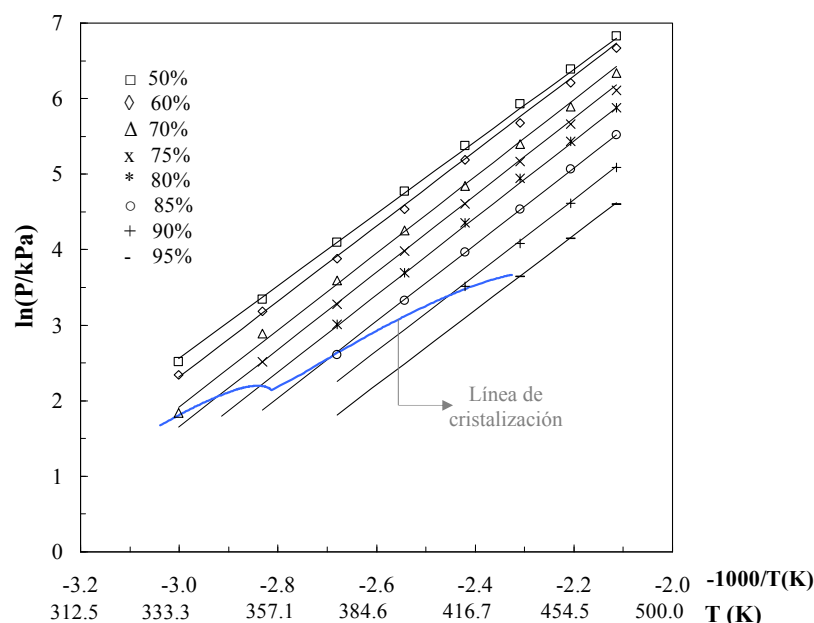


Figura 3.4. Diagrama de Dühring (P-T-X) de la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente, y fracciones másicas total de sales 0.50, 0.60, 0.70, 0.75, 0.80, 0.85, 0.90 y 0.95 (puntos: datos experimentales; líneas: datos calculados usando la ecuación polinómica 3.4).

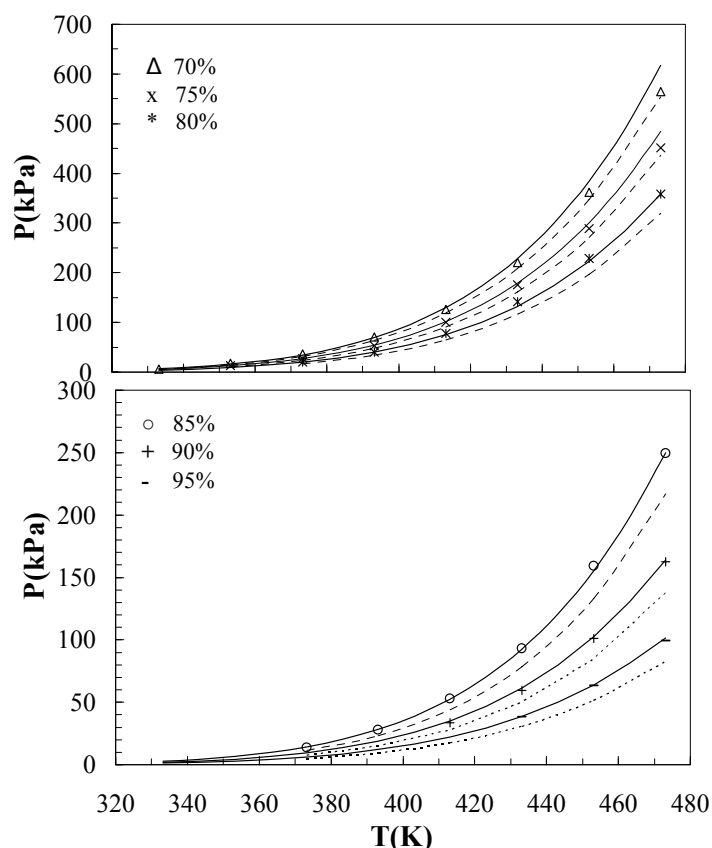


Figura 3.5. Presión de vapor para la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente (puntos: datos experimentales; —: valores de presión calculados usando la ecuación polinómica 3.4; - - , valores calculados usando la correlación propuesta por Ally).

3.2.3. Densidad y viscosidad dinámica

Con el propósito de aportar datos experimentales de las soluciones acuosas de nitratos alcalinos para la simulación de ciclos de refrigeración por absorción de configuraciones avanzadas, se realizó en un trabajo de investigación (Abdelmassih, 2009) previo a la presente tesis doctoral, para la determinación experimental de la densidad y la viscosidad dinámica de soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos.

La densidad y viscosidad son generalmente estimadas usando modelos termodinámicos basados en ecuaciones empíricas. La estimación de la densidad y viscosidad dentro de una incertidumbre aceptable requiere de la determinación de una cantidad de parámetros ajustables. El ajuste de estos parámetros es tedioso y casi nunca se tiene la certeza de que se ha llegado al mejor conjunto de estos parámetros. Por otra parte, el desarrollo de herramientas numéricas, como las redes neuronales artificiales (RNA), revela alcances prometedores para completar esta tarea. En el capítulo 2 (sección 2.8.2), se ha mostrado algunas aplicaciones interesantes de las RNA en sistemas de refrigeración por absorción y en la predicción de propiedades termofísicas de los fluidos. También, la metodología RNA proporciona una ventaja adicional en comparación con los métodos convencionales, no requieren expresar la forma de la ecuación, en lugar de esto, solo necesitan de suficientes datos de entrada y de salida.

3.2.3.1. Datos experimentales

Abdelmassih (2009) reportó datos experimentales de densidad y viscosidad dinámica de cuatro soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos, determinadas con un densímetro de tubo vibrante Anton-Paar (DMA60/512P) y un viscosímetro de tipo pistón (SPL 372, Cambridge), respectivamente. La densidad se determinó a presión atmosférica en un rango de temperatura de 30 a 130°C en intervalos de 10°C, y fracción másica total de sales entre 0.50 y 0.80. La viscosidad dinámica se determinó experimentalmente en el mismo rango de concentraciones másicas de sal que la densidad y en el rango de temperaturas entre 30 y 150°C, en intervalos de 10°C. Los datos experimentales de la densidad y viscosidad dinámica reportados por Abdelmassih (2009) para la solución acuosa de $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente, se presentan en las tablas 3.4 y 3.5, respectivamente. Los datos experimentales muestran que tanto la densidad como la viscosidad disminuyen con la temperatura y aumentan con la concentración de sal.

Posteriormente, estas propiedades se han ajustado aplicando el método de redes neuronales artificiales. Por lo cual se ha explorado la potencialidad de la metodología de las RNA para la estimación de la densidad y la viscosidad dinámica.

M.E. Álvarez

Tabla 3.4. Datos experimentales de densidad, $\rho/(\text{kg.m}^{-3})$, para la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente (Abdelmassih, 2009).

T(K)	$\rho(\text{kg.m}^{-3})$	T(K)	$\rho(\text{kg.m}^{-3})$	T(K)	$\rho(\text{kg.m}^{-3})$	T(K)	$\rho(\text{kg.m}^{-3})$	T(K)	$\rho(\text{kg.m}^{-3})$
X=0.50		x=0.60		x=0.70		x=0.75		x=0.80	
303.77	1372.4	313.75	1465.6	343.28	1553.0	358.77	1603.2	363.12	1670.1
313.61	1363.9	323.36	1457.2	353.29	1544.7	363.74	1599.2	368.06	1666.2
323.54	1355.6	333.31	1448.8	363.39	1536.5	368.70	1595.3	373.09	1662.3
333.41	1347.7	343.19	1440.8	373.31	1528.9	373.64	1591.6	378.17	1658.4
343.30	1340.0	353.19	1432.9	383.26	1521.6	378.58	1587.9	383.23	1654.6
353.33	1332.5	363.14	1425.3	393.29	1514.6	383.53	1584.3	388.27	1650.9
363.38	1325.1	373.10	1418.0	403.45	1507.6	388.49	1580.8	393.32	1647.2
373.30	1318.0	383.15	1410.7			393.48	1577.4	398.10	1643.9
383.25	1311.1	393.18	1403.9			398.48	1573.9	403.08	1641.0
393.33	1304.3	403.42	1397.0			403.46	1570.6		
403.48	1297.6								

Tabla 3.5. Datos experimentales de viscosidad dinámica, $\mu/(\text{mPa.s})$, para la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente (Abdelmassih, 2009).

T(K)	$\mu(\text{mPa.s})$	T(K)	$\mu(\text{mPa.s})$	T(K)	$\mu(\text{mPa.s})$	T(K)	$\mu(\text{mPa.s})$	T(K)	$\mu(\text{mPa.s})$
x=0.50		x=0.60		x=0.70		x=0.75		x=0.80	
304.13	3.516	314.41	4.230	343.88	4.111	358.57	3.782	363.13	6.182
313.91	2.899	323.98	3.488	353.44	3.411	363.51	3.488	368.12	5.801
323.76	2.500	333.92	2.910	363.44	2.859	368.45	3.247	373.11	5.398
333.63	2.114	343.75	2.540	373.32	2.511	373.39	3.015	378.26	5.052
343.51	1.836	353.33	2.207	383.26	2.219	378.30	2.777	383.21	4.428
353.07	1.557	363.23	1.898	393.14	1.933	383.28	2.613	388.21	4.267
362.96	1.326	373.19	1.630	403.07	1.689	388.21	2.425	393.23	4.095
382.69	1.261	383.10	1.411			393.14	2.268	397.81	3.705
392.88	0.917	393.00	1.235			398.07	2.115	402.79	3.636
						402.93	1.981		

3.2.3.2. Aplicación de las redes neuronales artificiales (RNA)

En la figura 3.6 se muestra un esquema de la red neuronal utilizada para la determinación de la densidad y viscosidad dinámica de las soluciones acuosas de nitratos alcalinos. En el capítulo 2 se han mostrado las definiciones más importantes y la descripción de la metodología de las RNA. Una red neuronal artificial normalmente consta de una capa de entrada, una o más capas ocultas y una capa de salida. La capa de entrada (capa que recibe los datos de entrada) de la red no realiza ningún cálculo o procesamiento, sino que actúa como medio para introducir los datos normalizados a la red. Los datos de entrada son propagados a través de las interconexiones y a cada una de

estas conexiones se le asocia un peso escalar. Las neuronas en la capa oculta realizan dos tareas: realizar una suma ponderada de las entradas conectadas a ellas, y trasladan las sumas resultantes a través de una función de activación no lineal a la capa de salida o neuronas adyacentes (en el caso de que exista más de una capa oculta).

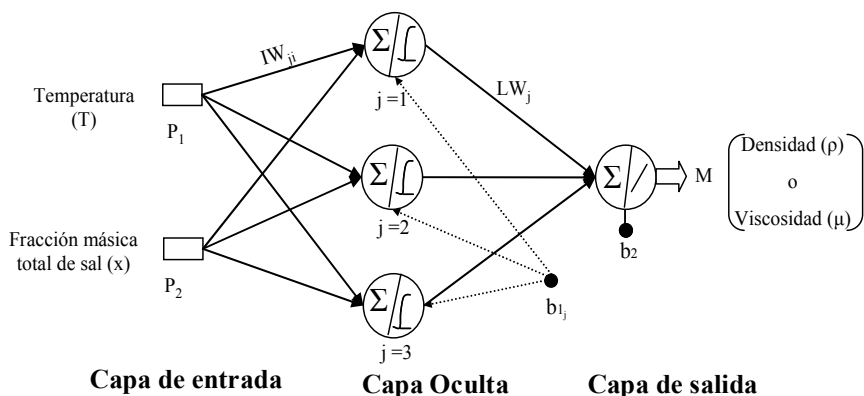


Figura 3.6. Diagrama esquemático de la red neuronal artificial utilizada para la predicción de la densidad y viscosidad dinámica de la solución acuosa de nitratos alcalinos.

La modelización de la RNA se llevó a cabo en dos pasos: en primer lugar se entrenó la red con un conjunto de datos, y en segundo lugar se evaluó el modelo RNA con todos los datos experimentales. La RNA se ha entrenado usando un algoritmo de propagación hacia atrás Levenberg-Marquadt en el modulo de redes neuronales de Matlab. La figura 3.7 muestra la arquitectura de la RNA y el algoritmo de optimización usados para la predicción de la densidad y la viscosidad dinámica de la solución.

Posteriormente, evaluando diferentes estructuras de redes neuronales, se ha seleccionado una RNA que consta de una capa oculta simple con tres neuronas y una capa de salida con una neurona. El número de neuronas en la capa oculta se ha determinado durante la fase de aprendizaje por un proceso de ensayo y error. Las entradas de la red fueron la temperatura (T) y la fracción másica total de sal (x) mientras que las salidas de cada red son la densidad y viscosidad dinámica de la mezcla. Se ha utilizado la función de transferencia tangencial sigmoide hiperbólica (tansig) para la capa de oculta y la función de transferencia lineal (purelin) para la capa de salida.

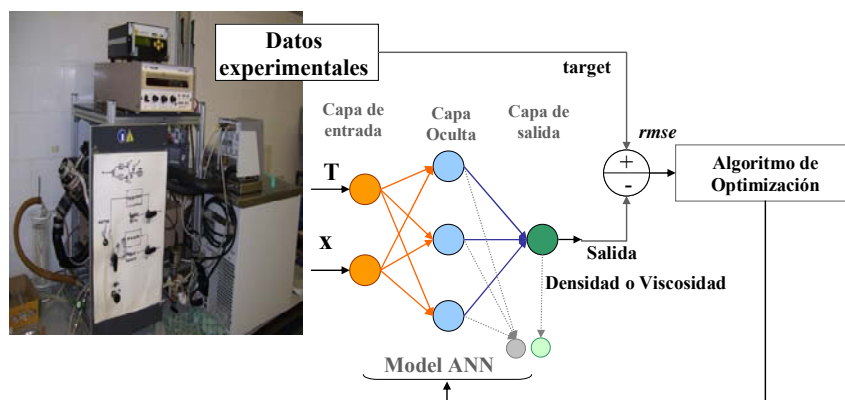


Figura 3.7. Estructura de la RNA usada para la estimación de la densidad y la viscosidad dinámica.

Los valores de entrada a la RNA se han normalizado en el rango de 0 a 1. Todas las variables de entrada (P_i) fueron normalizadas usando la siguiente expresión:

$$P_i^n = \frac{P_i}{1.2 \cdot \max(P_i)} \quad (3.7)$$

donde el $\max(P_i)$ es el valor máximo de cada una de las entradas. Para $P_1=T$ el $\max(P_i)$ es 403.25 K, y para $P_2=x$ es 0.80.

La expresión para la densidad y viscosidad de salida obtenida en la RNA mostrada en la figura 3.7 es:

$$M = \sum_{j=1}^3 \left\{ LW_j \left[\frac{2}{1 + \exp \left(-2 \left(\sum_{i=1}^2 (IW_{ji} P_i) + b_{1j} \right) \right)} - 1 \right] \right\} + b_2 \quad (3.8)$$

donde M es la densidad o viscosidad dinámica de la solución calculada por la RNA, P_i es la variable de la entrada i normalizada, b_1 y b_2 son las bias de la capa oculta y de la capa de salida respectivamente, IW_{ji} son los pesos de la conexión entre la variable de entrada i y la neurona j de la capa oculta y LW_{ij} son los pesos de la conexión entre la neurona j de la capa oculta y la neurona de la capa de salida.

En la ecuación (3.8), las variables de entrada (previamente definidas) fueron $P_1=T$ y $P_2=x$. El número de neuronas en la capa oculta fueron ($j=3$), las cuales se determinaron a través de un proceso de ensayo y error, con el objetivo de conseguir los resultados con un menor error y menor cantidad de número de neuronas en la capa oculta. Los pesos y bias de la RNA entrenada para la densidad y viscosidad dinámica se muestran en las tablas 3.6 y 3.7, respectivamente.

Tabla 3.6. Pesos y bias de la RNA diseñada para la densidad.

Capa Oculta			Capa de salida	
Matriz de Pesos (IW_{ji})		Vector de bias (b_{1j})	Vector de Pesos (LW_j)	Vector de bias (b_2)
-1032.97750	-0.05249	807.11265	-63.070489	2044.2975
431.70430	-0.02511	-269.85224	98.90664	
-0.19727	1.07435	0.26814	-743.71528	

Tabla 3.7. Pesos y bias de la RNA diseñada para la viscosidad dinámica.

Capa Oculta			Capa de salida	
Matriz de Pesos (IW_{ji})		Vector de bias (b_{1j})	Matriz de Pesos (IW_{ji})	Bias vector (b_2)
-26.61415	3.46563	20.28486	-5.51530	12.18834
23.96461	6.52719	-20.80291	0.17287	
2.80313	-6.85086	2.27102	5.83162	

La calidad estadística de las RNA para la predicción de la densidad y viscosidad dinámica se han evaluado por medio de la raíz del error cuadrático medio (rmse). El valor del rmse se calcula considerando el valor deseado o target (datos experimentales de la densidad y viscosidad de la solución) y la salida calculada por la RNA para los N datos experimentales, a partir de la siguiente ecuación:

$$\text{rmse}(\%) = \left[\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \frac{(M^{\text{RNA}} - M^{\text{exp}})^2_i}{M^{\text{exp}}} \right]^{\frac{1}{2}} .100\% \tag{3.9}$$

Los resultados obtenidos en estos parámetros se han resumidos en la tabla 3.8.

Tabla 3.8. Desempeño estadístico de las RNA entrenadas para la densidad y la viscosidad dinámica.

	Densidad	Viscosidad dinámica
rmse (%)	0.01	3.45

3.2.3.3. Resultados y discusión

Se han formulado expresiones matemáticas basadas en el enfoque de las redes neuronales artificiales (RNA) para predecir la densidad y viscosidad dinámica de la solución acuosa de LiNO₃+KNO₃+NaNO₃ en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente.

En las figuras 3.8 y 3.9 se presentan comparaciones de los valores experimentales de la densidad y viscosidad con los valores estimados mediante los modelos de RNA, respectivamente. La línea continua representa la predicción ideal en la cual los valores calculados son iguales a los valores experimentales (y=x). Como se puede apreciar en estas figuras, las desviaciones obtenidas por los modelos RNA son pequeñas. Además, el desempeño de los modelos propuestos para la predicción de la densidad y la viscosidad dinámica de la solución se han evaluado en base al parámetro rmse mostrado en la tabla 3.8. Los pequeños valores de rmse demuestran que los modelos de RNA son adecuados para modelar la densidad y la viscosidad dinámica de la solución acuosa de nitratos alcalinos en un amplio rango de temperatura y fracción másica total de sal. Los valores de rmse son aceptables para la predicción de las propiedades termofísicas, y demuestran que la metodología de las RNA es una herramienta precisa y útil para predecir la densidad y la viscosidad de la solución salina considerada en esta tesis.

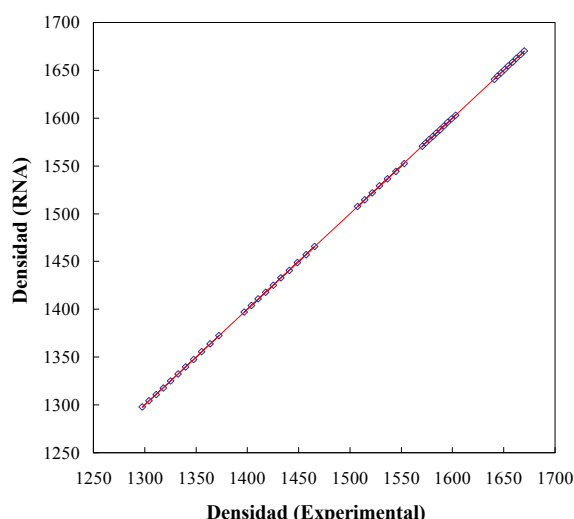


Figura 3.8. Comparación de los valores de la densidad experimentales y calculados por el modelo de RNA.

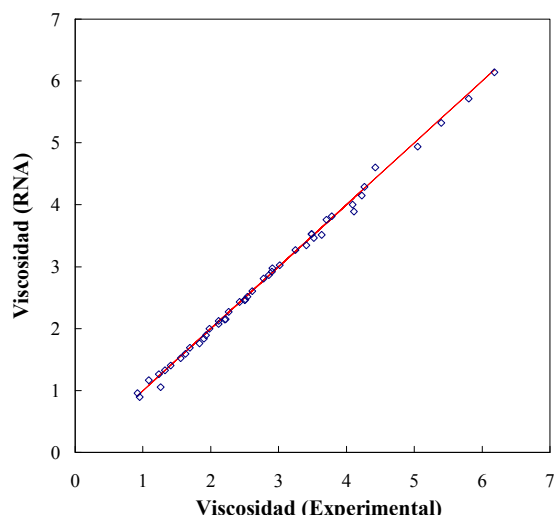


Figura 3.9. Comparación de los valores de la viscosidad dinámica experimentales y calculados por el modelo de RNA.

3.2.4. Calor específico

El calor específico de soluciones acuosas es una propiedad termodinámica difícil de estimar con los modelos disponibles en la literatura. La mayoría de modelos para la determinación del calor específico están basados en las ecuaciones de Pitzer, los cuales son computacionalmente complejas y no consideran en forma explícita la dependencia de la temperatura o la presión. Se han propuesto modificaciones que permiten usar la ecuación de Pitzer a temperaturas arbitrarias, pero ninguna ha sido totalmente aceptada.

Laliberté (2009) aporta un modelo para el cálculo del calor específico de soluciones acuosas complejas constituidas por varios de solutos, en un amplio rango de temperaturas y concentraciones. Además, en este modelo se presentaron los parámetros para 79 diferentes solutos. El modelo se ha validado a través de una comparación de los datos calculados y los datos publicados para 13 sistemas constituidos por más de un soluto, obteniendo una desviación estándar de $0.029 \text{ kJ.kg}^{-1}\text{°C}^{-1}$.

El modelo de Laliberté (2009) utiliza las siguientes ecuaciones para el cálculo del calor específico de las soluciones:

$$Cp_s = x_a Cp_a + \sum x_i Cp_i \quad (3.10)$$

donde Cp_s es el calor específico de la solución, Cp_a es el calor específico del agua, Cp_i es el calor específico de los solutos y x_a y x_i son las fracciones másicas del agua y de los solutos, respectivamente. El calor específico de cada soluto se calcula por medio de la ecuación (3.11):

$$Cp_i (\text{kJ.kg}^{-1}\text{°C}^{-1}) = a_1 e^{\alpha} + a_5 (1 - x_a)^{a_6} \quad (3.11)$$

donde α se calcula a partir de la ecuación (3.12):

$$\alpha (\text{kJ.kg}^{-1}\text{°C}^{-1}) = a_2 (T / \text{°C}) + a_3 e^{0.01(T / \text{°C})} + a_4 (1 - x_a) \quad (3.12)$$

Los parámetros empíricos a_0 al a_6 se listan en la tabla 3.9.

Tabla 3.9. Valores de los coeficientes a_i de las ecuaciones (3.11) y (3.12).

	LiNO ₃	KNO ₃	NaNO ₃
a₁	-0.094288395	-0.094288395	-0.094288395
a₂	4.389386235	4.389386235	4.389386235
a₃	-15.69638762	-15.69638762	-15.69638762
a₄	2.251380903	2.251380903	2.251380903
a₅	0.939359066	0.939359066	0.939359066
a₆	-0.023155343	-0.023155343	-0.023155343

3.2.5. Entalpía específica

Davidson y Erickson (1986b) estimaron la entalpía específica para la solución acuosa de LiNO₃+KNO₃+NaNO₃ con proporción másica de sales 53:28:19 utilizando el método que propuso McNeely (1979) para la solución acuosa de LiBr. Los valores obtenidos por Davidson y Erickson (1986b) para la entalpía específica de solución en función de la concentración y temperatura se muestran en la tabla 3.10. Ally (1987) correlacionó los datos de entalpía específica-concentración obtenidos por Davidson y Erickson (1986b) a través de la siguiente expresión:

$$h(\text{kJ}.\text{kg}^{-1}) = 2.326 \cdot \left[\sum_0^2 A_n X^n + (1.8T + 32) \sum_0^2 B_n X^n \right] \tag{3.13}$$

donde h es la entalpía específica de la solución en kJ.kg⁻¹, X es la concentración másica total de sales en % y T es la temperatura de la solución en °C. Esta correlación es válida en el rango de concentración de 70 a 94.1%. Los parámetros de la ecuación (3.13) se presentan en la tabla 3.11.

Tabla 3.10. Valores de la entalpía específica de la solución acuosa de LiNO₃+KNO₃+NaNO₃ en proporción másica de sales 53:28:19 (Davidson y Erickson,1986b).

X(%)	T(°C)	h (kJ.kg ⁻¹)	X(%)	T(°C)	h (kJ.kg ⁻¹)
70.0	125	473.6	90.0	125	503.8
70.0	175	571.0	90.0	175	591.6
70.0	225	658.1	90.0	225	665.4
70.0	275	733.9	90.0	275	723.1
80.0	125	476.5	92.5	125	512.6
80.0	175	576.9	92.5	175	596.1
80.0	225	658.1	92.5	225	669.3
80.0	275	719.9	92.5	275	730.1
85.0	125	487.1			
85.0	175	583.4			
85.0	225	659.2			
85.0	275	719.6			

Tabla 3.11. Coeficientes A_i y B_i de la ecuación (3.13).

Coeficiente	
$A_0/(\text{kJ.kg}^{-1})$	394.516
$A_1/(\text{kJ.kg}^{-1})$	-8.64996
$A_2/(\text{kJ.kg}^{-1})$	$6.2877.10^{-2}$
$B_0/(\text{kJ.kg}^{-1}\text{°C}^{-1})$	0.388691
$B_1/(\text{kJ.kg}^{-1}\text{°C}^{-1})$	$3.02719.10^{-3}$
$B_2/(\text{kJ.kg}^{-1}\text{°C}^{-1})$	$3.80068.10^{-5}$

3.2.6. Conductividad térmica

La conductividad térmica de soluciones de electrolitos multicomponentes se puede calcular por la siguiente expresión (Aseyev, 1998):

$$\lambda_s = \lambda_c \left(1 + \sum_{i=1}^k \beta_i X_i \right) \quad (3.14)$$

donde λ_s es la conductividad térmica de la solución en $\text{W.m}^{-1}\text{°C}^{-1}$, λ_c es la conductividad térmica del agua, en $\text{W.m}^{-1}\text{°C}^{-1}$, X_i es la concentración másica de cada electrolito en solución, en %, β_i son coeficientes obtenidos a partir de una regresión de datos experimentales disponibles de la conductividad térmica y k es el número de electrolitos presentes en la solución.

Tabla 3.12. Coeficientes de la ecuación (3.14) para el cálculo de la conductividad térmica de la solución de nitratos alcalinos (Aseyev, 1998).

Electrolito	$\beta_i \times 10^3$
LiNO_3	-1.5499
KNO_3	2.7101
NaNO_3	-1.2545

La conductividad térmica del agua puede ser estimada por la ecuación (3.15) en el rango de 0 a 135°C:

$$\lambda_c = 10^{-3} (L_0 + L_1 T_* + L_2 T_*^{1.5} + L_3 T_*^{2.5} + L_4 T_*^3) \quad (3.15)$$

y para temperaturas entre 135°C y 350°C, la expresión para la conductividad térmica de la solución es:

$$\lambda_c = 10^{-3} (L_0 + L_1 T_*^{2.5} + L_2 T_*^{3.5} + L_3 T_*^4 + L_4 T_*^5) \quad (3.16)$$

donde T_* es $0.01.T(\text{°C})$ y los valores de los parámetros L_1 , L_2 , L_3 y L_4 se muestran en la tabla 3.13.

Tabla 3.13. Valores de los coeficientes L_i de las ecuaciones (3.15) y (3.16) para el cálculo de la conductividad térmica del agua (Aseyev, 1998).

Coeficiente	Rango de temperatura	
	(0-135) °C	(135-350) °C
L_0	560.971778	689.135856
L_1	178.153112	-12.717225
L_2	59.731618	32.337897
L_3	-245.008302	-23.977428
L_4	124.973313	2.002973

3.2.7. Tensión superficial

La tensión superficial de la solución de nitratos alcalinos se puede calcular a partir de la expresión presentada por Aseyev (1998) para soluciones multi-componentes:

$$\sigma_s = \sigma_c + 0.049(1 - a_c) \quad (3.17)$$

donde σ_s es la tensión superficial de la solución, en $N.m^{-1}$; σ_c es la tensión superficial del agua, en $N.m^{-1}$; y a_c es la actividad del agua en la solución multi-componentes. La actividad del agua se puede calcular a partir de la siguiente relación termodinámica:

$$a_c = \frac{P}{P_0} \quad (3.18)$$

donde P es la presión de vapor del agua en la solución, en Pa; P_0 es la presión de vapor del agua pura. La presión de vapor del agua en la solución de electrolitos se puede calcular a partir de la siguiente expresión (Aseyev, 1998):

$$P = P_0 \exp\left(\frac{1}{0.434295} \sum_{i=1}^k m_i P_i^*\right) \quad (3.19)$$

donde m_i es el contenido másico de cada electrolito en la solución, en $mol.(kgH_2O)^{-1}$ y la cantidad P_i^* es calculada por la ecuación:

$$P_i^* = W_{0i} + W_{1i}t_i + W_{2i}m_i + W_{3i}t_i^2 + W_{4i}m_it_i + W_{5i}m_it_i^2 \quad (3.20)$$

donde W_{ji} son coeficientes para cada electrolito, mostrados en la tabla 3.14.

Tabla 3.14. Coeficientes W_{ji} de la ecuación (3.20) (Aseyev, 1998).

	$LiNO_3$	KNO_3	$NaNO_3$
W_{0i}	16.933×10^{-2}	-21.941×10^{-2}	-5.2615×10^{-3}
W_{1i}	-2.147×10^{-2}	6.5679×10^{-3}	-1.0550×10^{-4}
W_{2i}	-10.381×10^{-3}	46.9293×10^{-3}	-1.3496×10^{-3}
W_{3i}	6.100×10^{-6}	-4.9400×10^{-5}	3.0000×10^{-7}
W_{4i}	1.137×10^{-4}	-1.4745×10^{-3}	1.3800×10^{-5}
W_{5i}	-3.000×10^{-7}	1.1200×10^{-5}	-0.2700×10^{-7}

Por otra parte, la presión de vapor del agua, P_0 , se puede calcular con la ecuación (Aseyev, 1998):

$$P_0 = P_c \cdot \exp\left(A \frac{T_c}{T}\right) \quad (3.21)$$

donde P_c y T_c son la presión (2.2064×10^{-7} Pa) y la temperatura crítica (647.14 K) del agua, el parámetro A se puede obtener a partir de la ecuación (3.22) para el rango de temperaturas entre 0 y 100°C, y a partir de la ecuación (3.23) para temperaturas entre 100 y 250°C:

$$A = A_0 + A_1 T_*^{1.5} + A_2 T_*^3 + A_3 T_*^{3.5} \quad (3.22)$$

$$A = A_0 + A_1 T_* + A_2 T_*^{1.5} + A_3 T_*^4 + A_4 T_*^{4.5} \quad (3.23)$$

Tabla 3.15. Coeficientes A_i de las ecuaciones (3.22) y (3.23).

Coeficiente	Rango de temperatura	
	(0-100)°C	(100-250)°C
A_0	-0.595684	0.018527
A_1	-11.039345	-7.284175
A_2	17.449275	0.407838
A_3	-16.0284.85	-4.200201
A_4		1.005549

3.3. Propiedades termofísicas de otras soluciones acuosas nitratos y nitritos alcalinos

Los sistemas acuosos de nitratos y nitritos fueron propuestos por Erickson (1984, 1986a) para aplicaciones de sistemas de refrigeración por absorción accionados a alta temperatura (260°C). Posteriormente, Davidson y Erickson (1986a,b) definieron la proporción másica 53, 28 y 19% para los nitratos alcalinos LiNO_3 , KNO_3 , NaNO_3 respectivamente, también llamados Alkitratos. Sin embargo, utilizando esta solución en un ciclo de refrigeración por absorción, el intervalo de temperaturas de trabajo se encuentra muy restringido debido al riesgo de cristalización de la sal. Esto plantea la necesidad de realizar investigaciones para aumentar el límite de solubilidad (permitiendo así aumentar la temperatura de operación del generador) manteniendo las ventajas de los Alkitratos.

En el estudio realizado por Vargas *et al.* (2008) se proponen otras mezclas posibles con diferentes proporciones nitratos y nitritos alcalinos y se lograron identificar desde el punto de vista de solubilidad, cuales de estas mezclas podrían ser más útiles en ciclos de refrigeración por absorción de configuraciones avanzadas y accionamiento a alta temperatura. Las mezclas que mostraron mejor solubilidad en el trabajo de Vargas *et al.* (2008) fueron: $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_2$ en proporción másica 53:35:12, respectivamente, y $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$ en proporción másica 53:42:05. De estas mezclas no se han realizado otros estudios de determinación de propiedades termodinámicas, por lo cual Abdelmassih (2009) y Álvarez *et al.* (2011) determinaron experimentalmente la

densidad, la viscosidad dinámica y la presión de vapor, de algunas soluciones de nitratos y nitritos alcalinos con mejor solubilidad que los Alkitratos.

Se ha realizado un breve estudio de algunas propiedades termodinámicas y de transporte de estas soluciones de nitratos y nitritos alcalinos con el objetivo de ampliar la información disponible de estos sistemas, de manera que permita impulsar el desarrollo de éstos como nuevos absorbentes para aplicaciones en sistemas de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura.

3.3.1. Solubilidad

Como se ha mencionado en la sección 3.2.1, la solubilidad de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos se estudiaron por Vargas *et al.* (2008) usando la técnica calorimétrica. Los valores experimentales de la temperatura de saturación obtenidos para estas mezclas se correlacionaron a través de una ecuación polinómica de segundo orden que considera la fracción másica total de sales. Vargas *et al.* (2008) propusieron una correlación con dos rangos de concentraciones (ecuación 3.1). Los parámetros de la ecuación (3.1) obtenidos por Vargas *et al.* (2008) para varias soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos se presentan en la tabla 3.16.

Tabla 3.16. Parámetros de la ecuación (3.1) para diferentes soluciones de nitratos y nitritos alcalinos (Vargas *et al.*, 2008).

Mezcla	Rango de composición	a_0/K	a_1/K	a_2/K
H ₂ O+(LiNO ₃ +KNO ₃ +NaNO ₃) (53:42:05)	$0.6862 \leq x \leq 0.8241$	882.606	-15.562	0.109
	$0.8241 < x \leq 0.9333$	-2089.92	49.318	-0.241
H ₂ O+(LiNO ₃ +KNO ₃ +NaNO ₂) (53:35:12)	$0.7248 \leq x \leq 0.8492$	160.058	1.668	0.006
	$0.8292 < x \leq 0.9404$	-797.374	18.626	-0.061
H ₂ O+(LiNO ₃ +KNO ₃ +NaNO ₂) (60:36:04)	$0.6998 \leq x \leq 0.7734$	576.076	-6.909	0.046
	$0.7734 < x \leq 0.9001$	-794.599	19.632	-0.068

En la figura 3.10 se presenta la comparación de las temperaturas de cristalización de las distintas soluciones de nitratos y nitritos alcalinos estudiadas por Vargas *et al.* (2008). La línea negra representa la temperatura de cristalización de los Alkitratos (LiNO₃+KNO₃+NaNO₃, en proporción másica de sales 53:28:19, respectivamente) estudiada anteriormente. Se observa que variando la relación de la composición de nitratos y nitritos alcalinos se puede obtener una mayor solubilidad de la mezcla, con excepción de la solución acuosa de (LiNO₃+KNO₃+NaNO₂ de proporción másica de sales de 60:36:04, respectivamente) que sólo muestra una mayor solubilidad que los Alkitratos a concentraciones menores del 84%.

Finalmente, la solución de H₂O+(LiNO₃+KNO₃+NaNO₂) de proporción másica de sales 53:35:12, respectivamente, es la mezcla que muestra el mejor comportamiento de solubilidad en agua entre todas las mezclas propuestas. Esta tendencia motiva la investigación de esta nueva solución de nitratos y nitritos alcalinos por mejorar sustancialmente la solubilidad de los Alkitratos en alrededor de 20°C.

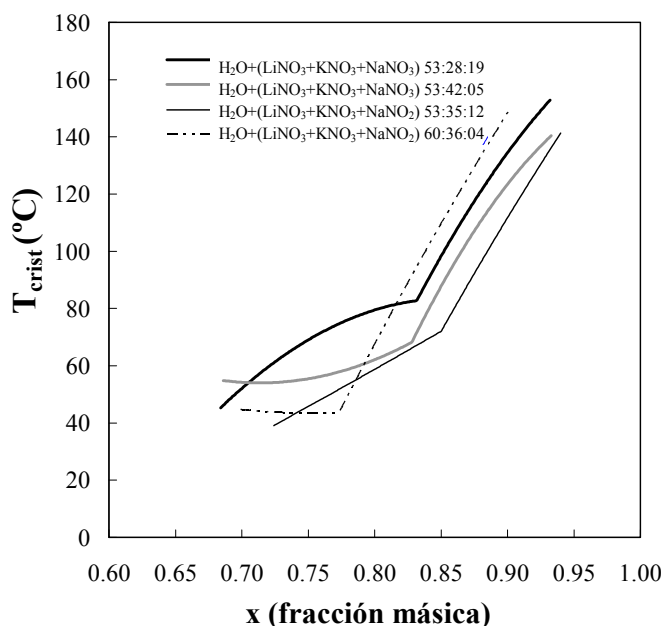


Figura 3.10. Temperatura de cristalización a diferentes fracciones másicas total de sales para distintas soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos.

3.3.2. Equilibrio líquido-vapor

Se ha determinado experimentalmente el equilibrio líquido-vapor utilizando el procedimiento descrito en la sección 3.2.2.2, para la solución acuosa de $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_2$ con relación másica de sales de 53:35:12, respectivamente, que presenta la menor temperatura de cristalización entre las mezclas estudiadas por Vargas *et al.* (2008). Los valores del equilibrio líquido-vapor para esta solución con fracciones másicas total de sales de 0.50, 0.60, 0.70, 0.75, 0.80, 0.85, 0.90 y 0.95 y temperaturas comprendidas entre 60°C y 200°C se presentan en la tabla 3.17. La determinación de las incertidumbres de la determinación experimental de la presión de vapor se detalla en el anexo A.

Los valores experimentales de presión, temperatura y fracción másica en la fase líquida se han ajustados de acuerdo a la ecuación polinómica (3.4) descrita anteriormente, donde los parámetros a_i y b_i determinados experimentalmente se presentan en la tabla 3.18.

Las diferencias entre los resultados experimentales y los calculados por medio de la ecuación (3.4) para la mezcla acuosa ($\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_2$) con relación másica de sales de 53:35:12, se evaluó utilizando la desviación máxima (d_{\max}) y el error cuadrático medio (rmse). La desviación máxima entre los valores experimentales y calculados con la ecuación (3.4) es del 2.58% y el rmse del 1.11%. En la figura 3.11 se representan los valores experimentales de la presión de vapor y los calculados con la ecuación (3.4) para diferentes temperaturas y fracciones másicas total de sales de la solución acuosa $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_2$ en proporción másica de sales 53:35:12, respectivamente. Se puede observar un comportamiento lineal del $\ln(P)$ en función de $-1000/T$. En la misma figura se han representado las líneas de cristalización aportadas por Vargas *et al.* (2008) para las soluciones acuosas de $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$ en proporción másica (53:28:19) y de $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_2$ en proporción másica 53:35:12, respectivamente. Una simple comparación de las dos líneas de cristalización, mostradas en la figura 3.11,

Capítulo 3. Propiedades termodinámicas y de transporte de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos

indica que la línea de temperatura de cristalización de la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ en proporción másica (53:28:19) está siempre por encima de la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ en proporción másica (53:35:12). La diferencia en la temperatura de cristalización entre los dos fluidos de trabajo varía aproximadamente entre (16 y 26)°C, lo que hace posible el funcionamiento del generador a mayores temperaturas de la fuente de calor.

Tabla 3.17. Datos de presión de vapor experimental y fracción másica de sal en la fase líquida calculada para la solución acuosa de: $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ en proporción másica de sales 53:35:12, respectivamente.

P (kPa)	x (fracción másica)	P (kPa)	x (fracción másica)
T = 333.15 K		T = 353.15 K	
12.72	0.4878	30.85	0.4880
9.45	0.6010	22.24	0.6011
6.92	0.7007	16.69	0.7009
		12.35	0.7488
T = 373.15 K		T = 393.15 K	
64.52	0.4884	123.71	0.4890
48.41	0.6015	95.66	0.6021
34.96	0.7012	67.60	0.7017
28.16	0.7491	54.70	0.7495
21.47	0.7984	43.56	0.7988
14.13	0.8460	28.93	0.8463
T = 413.15 K		T = 433.15 K	
225.35	0.4900	364.04	0.4912
175.88	0.6032	302.62	0.6047
125.32	0.7027	216.32	0.7040
105.02	0.7504	180.69	0.7516
81.38	0.7996	142.07	0.8007
53.39	0.8468	89.89	0.8475
33.54	0.8989	58.33	0.8995
		36.99	0.9494
T = 453.15 K		T = 473.15 K	
622.67	0.4935	965.22	0.4963
493.09	0.6070	764.93	0.6100
348.54	0.7059	552.82	0.7087
297.79	0.7534	463.65	0.7558
235.02	0.8023	368.22	0.8044
148.36	0.8485	238.02	0.8500
99.10	0.9003	164.46	0.9015
57.91	0.9499	87.96	0.9505

Tabla 3.18. Parámetros de la ecuación (3.4) para la solución acuosa $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ en la proporción másica de sales 53:35:12, respectivamente.

Coeficientes	
a_0 (kPa)	9.1810
a_1 (kPa)	27.1205
a_2 (kPa)	-22.5826
b_0 (kPa.K)	-2527.5165
b_1 (kPa.K)	-7205.5897
b_2 (kPa.K)	5133.6024

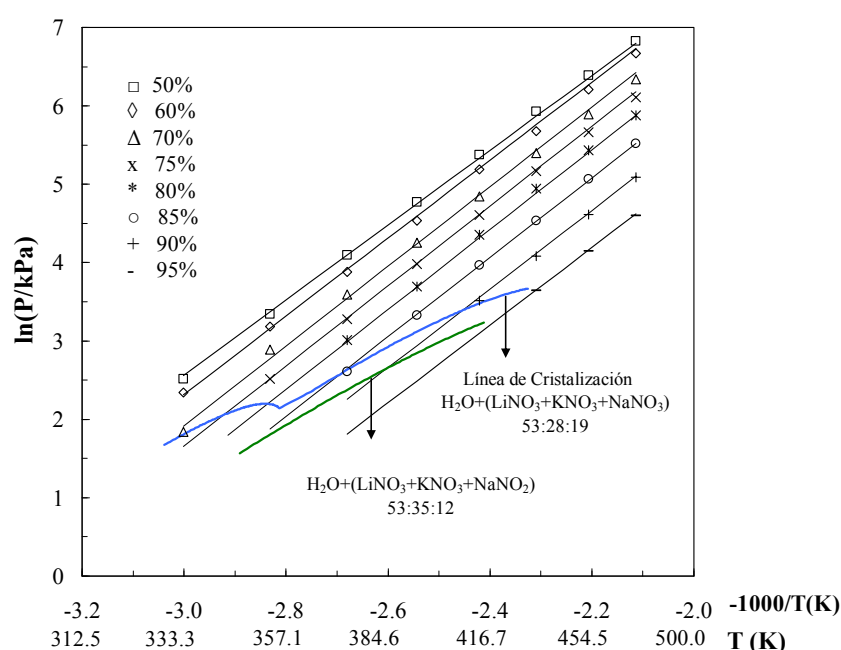


Figura 3.11. Diagrama de Dühring (P-T-X) de la solución $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ en proporción másica de sales 53:35:12 y fracciones másicas de sal total 0.50, 0.60, 0.70, 0.75, 0.80, 0.85, 0.90 y 0.95 (puntos, datos experimental; líneas, presión de vapor calculada usando la ecuación polinómica 3.4).

3.3.3. Densidad y viscosidad dinámica

En esta sección se presentan los valores experimentales de la densidad y la viscosidad dinámica obtenidos por Abdelmassih (2009), para las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos que, como refleja el trabajo de Vargas *et al.* (2008), presentan mejor solubilidad que la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ con relación másica de sales 53:28:19, respectivamente. La densidad y la viscosidad se midieron en el rango de temperaturas entre (50-130)°C, en intervalos de 10°C, para fracciones másicas total de sal entre 0.5 a 0.8. Los datos experimentales de densidad y viscosidad dinámica para las soluciones estudiadas se presentan en las tablas 3.19 y 3.20 (Abdelmassih, 2009), respectivamente.

Tabla 3.19. Datos experimentales de densidad ($\rho/\text{kg.m}^{-3}$) para las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos (Abdelmassih, 2009).

T(K)	$\rho(\text{kg.m}^{-3})$	T(K)	$\rho(\text{kg.m}^{-3})$	T(K)	$\rho(\text{kg.m}^{-3})$	T(K)	$\rho(\text{kg.m}^{-3})$	T(K)	$\rho(\text{kg.m}^{-3})$
Mezcla 1: $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ (53:42:5)									
x=0.50		x=0.60		x=0.70		x=0.75		x=0.80	
323.29	1353.7	328.28	1453.2	338.09	1555.8	343.27	1614.9	348.32	1666.0
333.09	1345.9	333.15	1449.1	343.06	1551.5	348.30	1610.5	353.34	1661.7
342.94	1338.4	342.97	1441.2	353.33	1543.1	353.29	1606.3	358.40	1658.6
352.91	1331.0	353.21	1433.2	363.52	1534.8	358.23	1602.2	363.66	1653.1
363.23	1323.4	363.34	1425.4	373.50	1527.2	363.58	1597.7	368.68	1649.4
373.29	1316.2	373.35	1418.0	383.43	1520.0	368.60	1593.6	373.68	1645.7
383.31	1309.1	383.24	1411.0	393.46	1513.0	373.57	1589.8	383.61	1631.7
393.32	1302.4	393.30	1404.1	403.57	1506.2	383.50	1582.4	393.66	1621.6
403.43	1295.7	403.13	1397.8			393.54	1575.3	403.70	1613.6
						403.67	1568.4		
Mezcla 2: $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (60:36:4)									
x=0.50		x=0.60		x=0.70		x=0.75		x=0.80	
323.22	1352.2	333.60	1442.0	333.52	1555.1	338.44	1610.8	358.62	1659.9
333.01	1344.6	343.51	1434.1	343.55	1546.1	343.46	1606.4	363.69	1655.4
343.29	1336.7	353.18	1426.6	353.58	1537.6	353.47	1598.1	368.70	1651.3
353.45	1329.0	362.87	1419.5	363.63	1529.6	363.54	1590.0	373.66	1647.5
363.44	1321.7	373.28	1412.0	373.59	1522.0	373.51	1582.4	378.62	1643.7
373.48	1314.6	383.45	1404.8	383.53	1514.9	383.43	1575.2	383.61	1640.0
383.45	1307.8	393.55	1397.9	393.61	1508.0	393.56	1568.2	388.64	1636.4
393.54	1301.1	403.69	1391.2	403.72	1501.3	403.70	1561.3	393.69	1632.8
403.63	1294.4							398.75	1629.3
Mezcla 3: $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (53:35:12)									
x=0.50		x=0.60		x=0.70		x=0.75		x=0.80	
318.69	1354.0	323.22	1453.1	333.08	1555.9	333.03	1614.9	343.05	1672.6
323.64	1349.7	333.04	1444.8	342.96	1547.6	342.89	1606.4	347.99	1668.4
333.47	1341.9	342.92	1436.8	353.09	1539.0	353.23	1597.7	353.29	1664.0
343.40	1334.3	352.89	1429.1	363.09	1531.2	363.39	1589.4	358.43	1659.6
353.34	1327.0	362.90	1421.5	373.08	1523.8	373.35	1581.8	363.51	1655.4
363.23	1319.9	373.16	1414.0	382.99	1516.6	383.29	1574.6	368.49	1651.5
373.25	1313.0	383.22	1406.8	393.06	1509.8	393.33	1567.6	373.46	1647.6
383.18	1306.2	393.30	1399.9	403.08	1503.4	403.48	1560.8	383.34	1640.4
393.28	1299.5	403.38	1393.3					393.05	1633.7
403.38	1293.0							403.24	1627.2

M.E. Álvarez

Tabla 3.20. Datos experimentales de viscosidad dinámica (μ /mPa.s) para las soluciones acuosas de nitratos y nitritos (Abdelmassih, 2009).

T(K)	μ (mPa.s)	T(K)	μ (mPa.s)	T(K)	μ (mPa.s)	T(K)	μ (mPa.s)	T(K)	μ (mPa.s)
Mezcla 1: LiNO₃+ KNO₃+NaNO₃ (53:42:5)									
x=0.50		x=0.60		x=0.70		x=0.75		x=0.80	
323.93	2.002	328.93	2.949	338.75	4.324	343.81	5.291	348.59	7.209
333.76	1.675	333.83	2.659	343.68	4.049	348.49	5.174	353.52	6.484
343.56	1.425	343.61	2.250	353.56	3.436	353.39	4.867	358.53	5.909
353.06	1.243	353.38	1.922	363.55	2.910	358.28	4.456	363.74	5.478
363.22	1.063	363.34	1.671	373.46	2.532	363.59	4.112	368.66	5.185
373.14	0.936	373.26	1.451	383.33	2.215	368.52	3.832	373.73	4.718
383.06	0.826	383.12	1.275	393.30	1.969	373.46	3.561	383.60	4.134
392.92	0.732	393.00	1.125	403.18	1.715	383.33	3.106	393.50	3.626
402.78	0.654	402.64	1.066			393.28	2.715	403.30	3.121
						403.23	2.386		
Mezcla 2: LiNO₃+KNO₃+NaNO₂ (60:36:4)									
x=0.50		x=0.60		x=0.70		x=0.75		x=0.80	
323.96	1.941	334.13	3.023	334.10	5.126	353.65	5.510	358.66	6.521
333.76	1.574	343.99	2.483	344.01	4.211	363.57	4.585	363.63	5.881
343.95	1.312	362.95	1.786	353.63	3.520	373.47	3.954	368.60	5.449
353.58	1.118	373.39	1.509	363.56	3.062	383.35	3.393	373.54	5.109
363.43	0.972	383.30	1.305	373.47	2.649	393.32	2.923	378.47	4.713
373.36	0.843	393.22	1.126	383.36	2.292	403.25	2.520	383.40	4.372
383.23	0.739	403.10	0.987	393.34	2.001			388.38	4.104
393.13	0.651			403.24	1.749			393.38	3.830
402.91	0.582							398.34	3.593
Mezcla 3: LiNO₃+KNO₃+NaNO₂ (53:35:12)									
x=0.50		x=0.60		x=0.70		x=0.75		x=0.80	
319.23	2.706	323.84	3.866	333.74	5.049	333.50	7.445	343.57	7.956
324.12	2.410	333.67	3.227	343.57	4.442	343.38	6.374	348.20	7.960
334.02	1.964	343.49	2.710	353.19	3.687	353.31	5.277	353.43	7.346
343.91	1.645	353.03	2.220	363.07	3.165	363.35	4.573	358.43	6.877
353.49	1.398	362.90	2.182	373.05	2.687	373.29	3.885	363.46	6.297
363.28	1.190	373.08	1.843	382.85	2.283	383.18	3.414	368.44	5.861
373.25	1.063	383.04	1.627	392.78	2.014	393.08	2.942	373.40	5.478
383.07	0.925	393.00	1.377	402.68	1.867	403.02	2.525	383.18	4.676
393.03	0.825	402.86	1.277					392.82	4.029
402.89	0.736							402.73	3.442

Capítulo 3. Propiedades termodinámicas y de transporte de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos

Para la predicción de la densidad y viscosidad dinámica se siguió el procedimiento descrito en la sección 3.2.3. La metodología de las redes neuronales también se ha aplicado para modelar los datos experimentales de la densidad y la viscosidad dinámica mostrados en las tablas 3.19 y 3.20. Las expresiones para la densidad y la viscosidad de salida de la RNA fueron las mismas de la ecuación (3.8). Los pesos y bias de la RNA para la densidad y la viscosidad dinámica de cada solución se muestran en las tablas 3.21 y 3.22, respectivamente.

Tabla 3.21. Pesos y bias de la RNA diseñada para la densidad.

Capa Oculta			Capa de salida	
Matriz de Pesos (IW_{ji})		Vector de bias ($b_{1,j}$)	Matriz de Pesos (LW_j)	Vector de bias (b_2)
Mezcla 1: $LiNO_3+KNO_3+NaNO_3$ (53:42:5)				
572.67354	2.68309	- 419.47882	13.40212	1526.92700
- 1.80306	0.75483	1.01800	- 576.06836	
- 789.03382	1.40585	408.58081	- 158.76601	
Mezcla 2: $LiNO_3+KNO_3+NaNO_2$ (60:36:4)				
- 717.95333	- 0.00716	560.94800	- 58.88282	1904.96460
- 1244.97110	- 0.03127	778.19937	- 96.68819	
- 0.23805	1.18636	0.13112	- 598.60109	
Mezcla 3: $LiNO_3+KNO_3+NaNO_2$ (53:35:12)				
250.09883	0.67982	- 196.35656	9.52970	1577.59620
- 1422.94190	374.27309	694.08943	- 2.96006	
- 0.98225	0.35785	0.48558	- 1027.87240	

Tabla 3.22. Pesos y bias de la RNA diseñada para la viscosidad dinámica.

Capa Oculta			Capa de salida	
Matriz de Pesos (IW _{ji})		Vector de bias (b _{1,j})	Matriz de Pesos (LW _j)	Vector de bias (b ₂)
Mezcla 1: LiNO ₃ +KNO ₃ +NaNO ₃ (53:42:5)				
- 14.63876	- 2.22917	12.91219	- 0.35911	13.49389
7.38497	21.58348	- 18.93022	- 0.14693	
3.68809	- 5.50313	0.28979	12.47067	
Mezcla 2: LiNO ₃ +KNO ₃ +NaNO ₂ (60:36:4)				
- 75.76474	12.93404	48.45163	- 0.38059	27.52590
- 3.91420	6.56642	- 0.41569	- 26.28767	
11.57910	- 10.32321	0.88815	0.39845	
Mezcla 3: LiNO ₃ +KNO ₃ +NaNO ₂ (53:35:12)				
- 3.30733	5.75665	- 1.41235	- 5.24252	6.71309
- 98.85722	2.87100	74.85514	- 0.36745	
27.44355	- 29.06998	- 0.83718	0.69683	

Al igual que para el caso de la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ con relación másica de sales 53:28:19, respectivamente, descrita en el apartado 3.2.3.2, la calidad estadística de la RNA se ha evaluado usando el error cuadrático medio, rmse. Los resultados obtenidos se han sido resumidos en la tabla 3.23. Los pequeños valores de rmse demuestran que los modelos de RNA son adecuados para modelar la densidad y la viscosidad dinámica de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos en un amplio rango de temperatura y fracción másica total de sal.

Tabla 3.23. Desempeño estadístico de las RNA entrenadas para la densidad y la viscosidad dinámica de las soluciones de nitratos y nitritos alcalinos.

		Mezcla 1	Mezcla 2	Mezcla 3
Densidad	rmse (%)	0.01	0.02	0.08
Viscosidad	rmse (%)	4.40	1.50	2.81

3.4. Conclusiones

Las conclusiones más relevantes de este capítulo se resumen a continuación:

- Se ha realizado una revisión exhaustiva de las propiedades termodinámicas y de transporte de las mezclas de nitratos y nitritos alcalinos. Además de la solución acuosa de nitratos alcalinos compuesta por $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ con composición másica porcentual de sales 53, 28 y 19%, respectivamente, llamada “Alkitratos”, la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ con proporción másica de sales de 53, 35 y 12%, respectivamente, y mejor solubilidad que los Alkitratos, se han identificado como fluidos de trabajo con gran potencial para ser empleados en ciclos de refrigeración absorción con accionamiento a alta temperatura.
- Se ha determinado experimentalmente la presión vapor de las soluciones acuosas $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ (53:28:19) y $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (53:35:12) por medio de un método estático, en el rango de temperaturas 60-200°C y fracción másica total de sal entre 0.50 y 0.95. El método de Barker se utilizó para calcular las concentraciones de la fase líquida en el equilibrio. Los resultados del equilibrio líquido-vapor (presión, temperatura y composición) se han correlacionado por medio de una ecuación polinómica.
- Se ha construido el diagrama de Dühring (P-T-X) para las soluciones acuosas $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ (53:28:19) y $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (53:35:12). En el diagrama se ha incluido la línea de cristalización de las soluciones seleccionadas. La determinación de este diagrama hace posible identificar la zona de operación de la enfriadora de agua de absorción sin riesgo de cristalización.
- Se ha aplicado la metodología de redes neuronales artificiales para la predicción de la densidad y la viscosidad dinámica de cuatro soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos. Los datos experimentales obtenidos en un trabajo previo se utilizan para entrenar a las redes. El uso de RNA para predecir la densidad y la viscosidad dinámica en función de la temperatura y la fracción másica de sal total resulta satisfactorio, como se evidencia por los valores bajos valores de rmse. Estas precisiones son aceptables para la predicción de las propiedades termodinámicas y de transporte.

- Capítulo 3. Propiedades termodinámicas y de transporte de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos**
- Otras propiedades de los fluidos de trabajos seleccionados importantes en la evaluación y diseño de ciclos de absorción (calor específico, entalpía y conductividad térmica) se han estimado por medio de correlaciones y métodos predictivos obtenidos de la bibliografía. En resumen, se ha creado una base de datos experimentales de propiedades termofísicas y se han desarrollado correlaciones empíricas adicionales.

Capítulo 4

Simulación del ciclo de refrigeración por absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo y determinación de las condiciones de operación

4.1. Introducción

Los ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto para la producción de frío permiten el aprovechamiento del potencial térmico de las fuentes de calor a alta temperatura, siendo el coeficiente de operación (COP) de hasta 50% por encima de los sistemas de refrigeración convencionales de doble-efecto (Erickson *et al.*, 1996). Sin embargo, el uso de ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto requiere de una investigación detallada de las nuevas e inusuales condiciones de operación: temperaturas por encima de 150°C, mayores rangos de solubilidad y de presión.

Para mejorar el aprovechamiento de la fuente de calor a alta temperatura, una variedad de configuraciones de triple-efecto se han propuesto en la bibliografía abierta. Las diferentes configuraciones se han obtenido cambiando el número de componentes o circuitos, estableciendo diferentes relaciones de acoplamiento entre los componentes. Varios autores (DeVault y Marsala, 1990; Perez-Blanco, 1993; Ziegler *et al.*, 1993; Grossman y Wilk, 1994; Kaita, 2002; Grossman *et al.*, 1994, Erickson *et al.*, 1996) propusieron diferentes configuraciones de ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto, y realizaron también sus respectivas evaluaciones y simulaciones.

Alefeld y Radermacher (1994) identificaron 12 ciclos genéricos de triple-efecto. Cada uno de estos ciclos puede componerse de uno, dos o más ciclos separados, y de esta manera permite combinar diferentes fluidos de trabajo usándolos en cada ciclo. Así, un absorbente corrosivo se puede restringir a donde sea requerido, mientras otros lazos del ciclo pueden usar otro fluido de trabajo. Esto puede reducir significativamente los costes y permitir la operación del ciclo en mejores condiciones en términos de

seguridad, control y rendimiento. El acoplamiento consiste en que dos ciclos separados compartan uno o más componentes para formar un ciclo integrado, o alternatively, el intercambio de calor entre componentes pertenecientes a ciclos separados pero que operan al mismo nivel de temperatura (Erickson *et al.*, 1996).

El fluido de trabajo convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ presenta limitaciones ante las condiciones de operación del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto. La mezcla $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ es corrosiva a temperaturas por encima de 150°C , por lo cual es necesario utilizar inhibidores de corrosión a altas temperaturas y materiales de construcción resistentes a la corrosión, los cuales son costosos y pueden afectar el proceso de absorción. La corrosión e inestabilidad térmica de la solución $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ restringe su uso en los componentes de altas temperaturas de los ciclos de triple-efecto.

Por otra parte, Howe y Erickson (1990) determinaron que la solución acuosa de nitratos alcalinos (53% LiNO_3 + 28% KNO_3 + 19% NaNO_3), denominada Alkitratos, es compatible con materiales de acero inoxidable austeníticos a altas temperaturas hasta 260°C , por lo cual resulta un fluido de trabajo adecuado para ciclos que operen a altas temperaturas. Sin embargo, la solución acuosa de nitratos alcalinos no exhibe un amplio rango de solubilidad, por lo cual su aplicación a bajas temperaturas y presiones esta limitada por los problemas de cristalización. Erickson *et al.* (1996) propone la posibilidad de utilizar la solución acuosa de nitratos alcalinos para los componentes del ciclo de triple-efecto que operan a altas temperaturas, y el par de trabajo convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ en los componentes de bajas temperaturas.

El propósito de este capítulo es investigar la posibilidad de mejorar el aprovechamiento de las fuentes de calor a alta temperatura, a través la simulación de un ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto que utilice la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.

En este capítulo se explican los principios de funcionamiento de la configuración del ciclo seleccionada, se describe la metodología de simulación termodinámica del sistema y a través de la simulación, se estudia el efecto de algunos parámetros de diseño y variables de operación en el desempeño del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto que utiliza la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo en la etapa de alta temperatura. En este análisis se realiza una comparación con los ciclos de doble y triple-efecto que utiliza el fluido convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$. Además, se hace énfasis en la restricción del intervalo de trabajo del ciclo a causa de la línea de cristalización de la sal por medio de la construcción del diagrama P-T-X. Finalmente, se propone la utilización de la solución $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2)$ con proporción másica de las sales 53:35:12, respectivamente, cuya temperatura de cristalización es unos 20°C inferior a la temperatura de cristalización del fluido de trabajo $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ con proporción másica de las sales 53:28:19, respectivamente, por lo cual el intervalo de condiciones de operación del ciclo queda menos restringido (Vargas *et al.*, 2008).

4.2. Ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

4.2.1. Configuración

Erickson *et al.* (1996) estudiaron 12 configuraciones de ciclos de triple-efecto, de las cuales 76 arreglos distintos se pueden obtener de esos 12 ciclos genéricos. De este estudio, los autores seleccionaron las configuraciones de ciclos de triple-efecto más prometedoras basadas en la presión de operación, requisitos de solubilidad de los fluidos de trabajos, valores genéricos de COP, riesgos involucrados en el diseño de componentes y el número de componentes expuestos a ambiente de alta corrosividad. De esta revisión los autores proponen el ciclo de triple-efecto con la etapa de alta temperatura usando la solución de nitratos alcalinos (Alkitratos) como fluido de trabajo, denominado “Alkitrato Topping Cycle”, como una de las configuraciones de mejor desempeño. Esta configuración del ciclo esta compuesta de un ciclo de doble-efecto que utiliza $H_2O/LiBr$ como fluido de trabajo y un ciclo de simple-efecto con un absorbente de alta temperatura (Alkitratos).

Como se ha comentado anteriormente, la solución acuosa de nitratos alcalinos no posee un amplio rango de solubilidad, por lo cual su uso a bajas temperaturas está limitado debido a los problemas de cristalización. Los ciclos de triple-efecto requieren operar a altas temperaturas, a las cuales el fluido convencional $H_2O/LiBr$ no puede operar sin la utilización de inhibidores de corrosión o materiales resistentes, además de presentar problemas de inestabilidad térmica. Por lo anterior, Erickson *et al.* (1996), sugirieron la posibilidad de que los Alkitratos se puedan utilizar en los componentes que operen a altas temperaturas, mientras que el fluido convencional $H_2O/LiBr$, se utilice en los componentes de menor temperatura de un ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto. La configuración del ciclo de triple-efecto, propuesta por Erickson *et al.* (1996) se muestra en la figura 4.1.

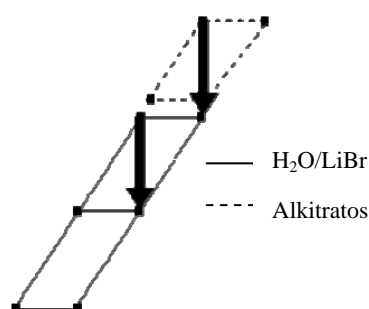


Figura 4.1. Configuración de ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos (Erickson *et al.*, 1996).

Torres (2008) realizó un primer modelo termodinámico del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto formado a partir del acoplamiento de un ciclo de doble-efecto con $H_2O/LiBr$ como fluido de trabajo y un ciclo de simple-efecto a alta temperatura con Alkitratos como fluido de trabajo.

En el trabajo que se presenta en este estudio se ha seleccionado la configuración del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo. Esta configuración permite combinar dos ciclos con

dos fluidos de trabajo diferentes, el fluido de trabajo $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ utilizado en las etapas de baja presión (ciclo de doble-efecto) y la solución acuosa de nitratos alcalinos en la etapa de alta presión (ciclo de simple-efecto). Bajo esta configuración no hay componentes expuestos a la corrosión. Los detalles del acoplamiento entre ambos ciclos son analizados a continuación.

4.2.2. Principios de funcionamiento

En este estudio, se ha seleccionado un ciclo de triple-efecto basado la configuración de Erickson *et al.* (1996), “Alkitrates topping cycle”. Esta configuración consiste en dos ciclos que operan con dos diferentes fluidos de trabajo, un ciclo de doble-efecto que opera con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo y un ciclo de simple-efecto para la etapa de alta temperatura, con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.

En los ciclos de triple-efecto convencionales se aprovecha el calor disipado en el proceso de condensación del refrigerante para activar el generador en el ciclo inferior de nivel de presión (capítulo 2, sección 2.2.2.3.). Basándose en esto y con el objetivo de lograr la integración de estos dos ciclos y aprovechar efectivamente el nivel térmico de la fuente de calor de accionamiento, se han definido dos relaciones de acoplamiento (figura 4.2) detalladas a continuación:

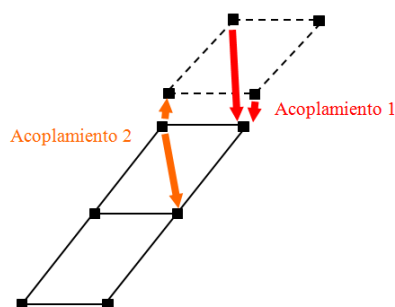


Figura 4.2. Relaciones de acoplamiento en la configuración de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos.

- Acoplamiento 1: el calor disipado por el condensador y el absorbedor de alta temperatura (ciclo de simple-efecto con Alkitratos) se utiliza para accionar el generador de media temperatura (última etapa en el ciclo de doble-efecto con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$).
- Acoplamiento 2: el calor disipado por el condensador de temperatura media (última etapa en el ciclo doble-efecto de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$) se utiliza para activar el generador de baja temperatura y para evaporar el refrigerante en el evaporador del ciclo con Alkitratos.

Las relaciones de acoplamiento definidas se llevan a cabo por medio del intercambio de calor entre los fluidos de los circuitos externos.

Por otra parte, el ciclo de doble-efecto que forma parte del ciclo seleccionado, posee un arreglo de flujo en paralelo (figura 4.3). Como se ha mencionado anteriormente, varios estudios han demostrado la superioridad de desempeño del arreglo de flujo en paralelo en comparación con el arreglo en serie (capítulo 2, sección 2.2.2.3). Para el ciclo de doble-efecto, la configuración se ha basado en el ciclo de condensadores acoplados alternados de flujo en paralelo propuesto por Grossman *et al.* (1994) (figura 2.6). Algunos resultados de la configuración de este ciclo con arreglo de flujo en serie se

mostrarán posteriormente para comparación. Finalmente, se muestra en la figura 4.3, la configuración seleccionada en este estudio.

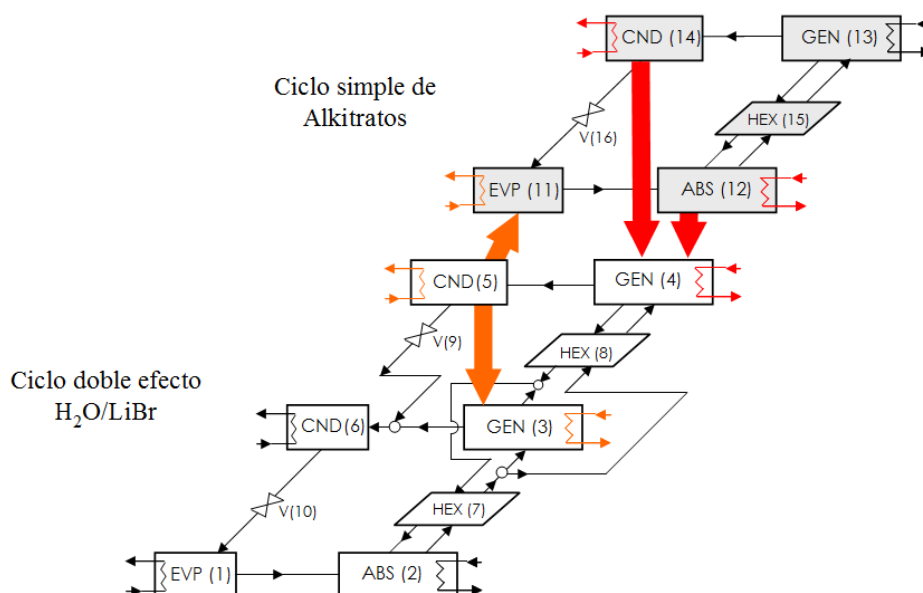


Figura 4.3. Configuración del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos utilizada en el presente estudio.

El ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con la solución acuosa de nitratos alcalinos esta constituido por 24 componentes y 54 corrientes. El absorbedor ABS(2) y el condensador CND(6) se enfrían mediante circuitos externos mientras que el generador GEN(13) se calienta externamente por la fuente de calor de alta temperatura. El agua fría se produce en el evaporador EVP(1). El calor extraído en el condensador CND(5) se divide para accionar el generador GEN(3) y para evaporar el refrigerante en el evaporador del ciclo con Alkitratos EVP(11). El acoplamiento entre estos tres componentes CND(5), GEN(3) y EVP(11) se consigue a través de un circuito de intercambio calor, donde el caudal de agua que extrae el calor de condensación del CND(5) se distribuye para circular a través del circuito externo de los otros dos componentes. También, se requieren en este acoplamiento un mezclador y un separador.

La otra relación de acoplamiento se logra recuperando el calor extraído en el condensador CND(14) y en el absorbedor ABS(12) del ciclo con Alkitratos, para potenciar el generador GEN(4) del ciclo de doble-efecto. Para ello se construye un circuito de corrientes, en el cual las corrientes externas de agua que extraen calor del CND(14) y ABS(12) se mezclan para proporcionar calor al GEN(4). También en este acoplamiento, se requiere un mezclador y un separador adicional.

El condensado que sale del condensador CND(5) se mezcla con el vapor sobrecalentado que proviene del generador GEN(3) antes de entrar al condensador CND(6). Este arreglo se basa en la configuración del ciclo con doble condensador acoplado descrito en el capítulo 2, sección 2.3. Por otra parte, en el ciclo de doble-efecto, la solución de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ esta en arreglo de flujo en paralelo, por lo cual la solución diluida proveniente del absorbedor ABS(2) se distribuye por un separador entre los generadores GEN(3) y GEN(4).

Con esta configuración del ciclo y los fluidos de trabajo seleccionados, es necesario evaluar el funcionamiento del ciclo, los niveles de presión y los rangos de temperatura sobre los cuales el ciclo podrá operar.

4.3. Metodología de simulación

Con el objetivo de estudiar el funcionamiento del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con etapa de alta temperatura con la solución acuosa de nitratos alcalinos operando con los fluidos de trabajo $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ y $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ con proporción másica de las sales 53:28:19, respectivamente, se ha desarrollado un módulo de simulación en el entorno del programa ABSIM (Modular Simulation of Advanced Absorption Systems). Se ha seleccionado el ABSIM como herramienta de simulación porque posee un código computacional específico para los sistemas de refrigeración por absorción, que se ha empleado para simular gran variedad de sistemas de refrigeración por absorción en diferentes configuraciones de multi-efecto y con diferentes fluidos de trabajo (Grossman y Zaltash, 2001).

La estructura modular del código del ABSIM está basada en subrutinas que contienen las ecuaciones gobernantes de cada componente del sistema. Un programa principal llama a estas subrutinas e integra los componentes de acuerdo a la configuración definida por el usuario. La estructura modular del código hace posible la simulación de una variedad de sistemas de absorción en diferentes configuraciones del ciclo y con diferentes fluidos de trabajo. El usuario construye un esquema del ciclo donde se especifican sus componentes y las interconexiones entre ellos. Basado en esta información el código del ABSIM es capaz de calcular la temperatura, caudal, concentración, presión y fracción de vapor de todas las corrientes del ciclo y las cargas térmicas de los componentes térmicos, así como el COP y el diagrama P-T-X del ciclo.

Las subrutinas de las propiedades termofísicas de los fluidos de trabajo están incorporadas en una base de datos separada. En la versión estándar del ABSIM, las propiedades de los fluidos de trabajo $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ y $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ con proporción másica de las sales 53:28:19, respectivamente, están incorporadas en la base de datos de propiedades. Asimismo, el ABSIM ofrece la posibilidad de modificar propiedades termodinámicas o incluso incorporar nuevos fluidos de trabajo a la base de datos. Gracias a esta flexibilidad, se han actualizado algunas propiedades de la solución de nitratos alcalinos de acuerdo al estudio realizado en el Capítulo 3 del presente trabajo, a través de una modificación del código base de la subrutina asociada al cálculo de las propiedades termofísicas de esta mezcla.

Adicionalmente, en este estudio se ha introducido en la base de datos de los fluidos de trabajo del ABSIM un nuevo fluido de trabajo $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2)$ (proporción másica de las sales 53:35:12) propuesto por Vargas *et al.* (2008) y referido en el Capítulo 3, a través de una breve modificación del código de la base de datos de las propiedades que contenía previamente el programa para los Alkitratos. Esta solución de nitratos y nitritos alcalinos posee una mayor amplitud en el rango de solubilidad respecto los Alkitratos, por lo cual el análisis de su desempeño como fluido de trabajo en el ciclo resulta de interés en el presente estudio.

La figura 4.4 describe esquemáticamente la configuración del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos que se ha creado a través del ABSIM, empleando diagramas que contienen los componentes básicos de un ciclo de

Capítulo 4. Simulación del ciclo de refrigeración por absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos y determinación de las condiciones de operación

refrigeración por absorción (absorbedor, evaporador, generador, condensador, etc.). En este esquema se observan las corrientes que permiten el acoplamiento de los ciclos, las corrientes 15, 16, 45, 46, 51 y 52, el mezclador MIX(21) y el separador SPL(20) constituyen el acoplamiento 1, mientras que el acoplamiento 2 esta constituido por las corrientes 10, 11, 48, 49, 54 y 55, el mezclador MIX(23) y separador SPL(22).

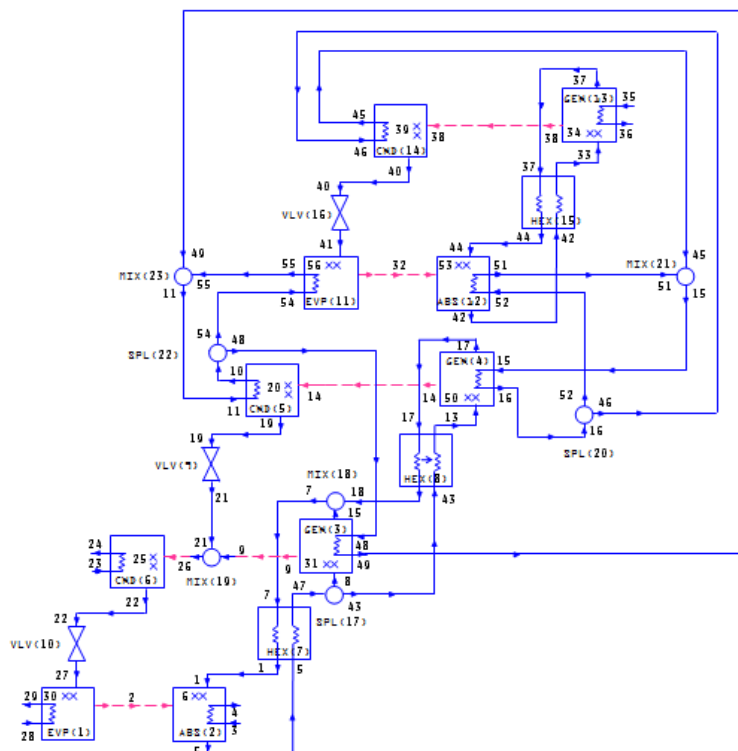


Figura 4.4. Configuración del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto formado del acoplamiento de un ciclo de doble-efecto de flujo en paralelo con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ y un ciclo simple-efecto con Alkitratos en ABSIM.

Se han construido otros tres ciclos para ser comparados con la configuración del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos. La figura 4.5 muestra la configuración del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos, pero en esta configuración el arreglo de flujo en el ciclo de doble-efecto es en serie. En las figuras 4.6 y 4.7, se muestra la configuración del ciclo de doble y triple-efecto respectivamente, con la configuración de dos condensadores acoplados/alternados en flujo en paralelo y $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo construida usando el mismo código de las simulaciones conducidas en el estudio previo de Gommed y Grossman (1990) y Grossman *et al.* (1994). Estos ciclos serán utilizados para realizar una comparación entre los parámetros de desempeño de los ciclos en secciones posteriores.

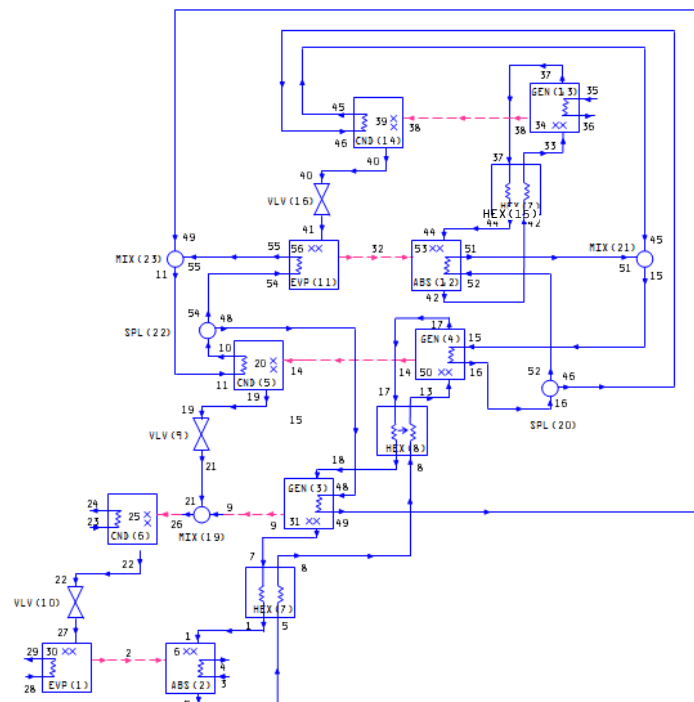


Figura 4.5. Configuración del ciclo de triple-efecto formado del acoplamiento de un ciclo de doble-efecto de flujo en serie con $H_2O/LiBr$ y un ciclo simple-efecto con Alkitratos en ABSIM.

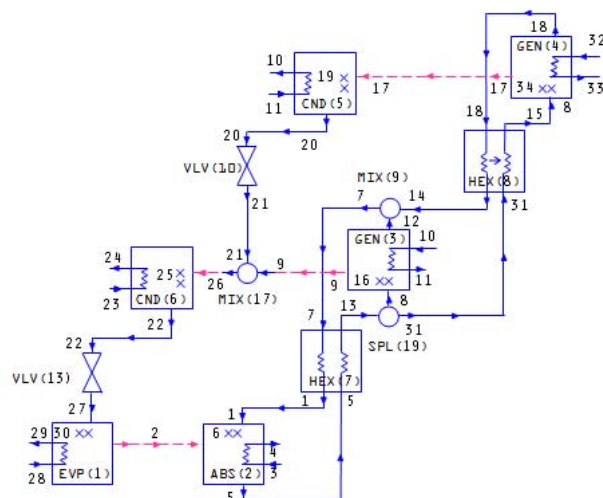
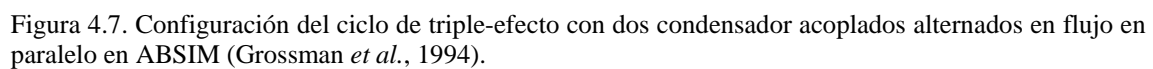


Figura 4.6. Configuración de ciclo de doble-efecto en flujo en paralelo (Grossman *et al.*, 1994).



Debido a que el funcionamiento de cada ciclo depende de una serie de condiciones operativas y parámetros de diseño, el enfoque tomado en la simulación del ciclo ha sido establecer un punto de referencia a partir del cual varían los parámetros alrededor de este. Así mismo, un factor determinante en el funcionamiento son las características de diseño, particularmente el tamaño de las superficies de intercambio de calor en los componentes del ciclo (evaporadores, generadores, condensadores, absorbedores e intercambiadores de calor de solución). En estudios previos, Gommed y Grossman (1990) seleccionaron como caso de referencia basados en una enfriadora de agua de absorción de simple-efecto que utiliza $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo que se ha probado ampliamente. Una extensión de este estudio para sistemas de triple-efecto se desarrolló por Grossman *et al.* (1994) empleando el mismo enfoque. Con base a lo anterior, se ha establecido un caso de referencia para el ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos (figura 4.3) con los tamaños (especificados en términos de UA) de evaporador, absorbedor, condensadores, generadores, intercambiadores de calor y con los caudales de los fluidos externos basados en los valores propuestos por Gommed y Grossman (1990), incluso en los componentes que trabajan con la solución acuosa de nitratos alcalinos. En realidad esta consideración no es del todo correcta, aunque las áreas de transferencia de calor (A) permanezcan constantes, los coeficientes de transferencia de calor (U) que caracterizan el proceso de transferencia de calor de las unidades de intercambio de calor varían en función del fluido de trabajo y de las temperaturas de operación. Sin embargo, la selección del caso de referencia hace posible obtener una aproximación de la realidad y permite también la comparación de los resultados obtenidos en este estudio con otros de los ciclos en bases equivalentes. Para tener un mejor entendimiento de los procesos simultáneos de transferencia de calor y de masa en la absorción en todo el ciclo debe tomarse en cuenta

la variación del UA con las propiedades del fluido de trabajo y la temperatura. Posteriormente, se mostrará un análisis de sensibilidad de los valores de UA de los componentes para observar su efecto en el desempeño del ciclo.

Los datos de entrada para la simulación del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos son listados en la tabla 4.1, incluyendo los caudales de los circuitos externos, el caudal de agua fría, los caudales de la solución diluida a la salida de cada absorbedor, los UA's y las temperaturas de los circuitos externos. Con estos valores como datos de entrada, el código de simulación calcula las temperaturas internas, los caudales, las concentraciones másicas y otros parámetros operativos en todas las corrientes que sirvan para calcular algunos parámetros de desempeño global.

Tabla 4.1. Datos de entrada para la simulación de los ciclos de refrigeración por absorción en ABSIM.

Datos de entrada	
Características de transferencia de calor (UA), kW.°C⁻¹	
Absorbedores, ABS(2) y ABS(12)	6.11
Generadores, GEN(3), GEN(4) y GEN (13)	17.88
Condensadores, CND(5), CND(6) y CND(14)	8.48
Evaporadores, EVP(1) y EVP(11)	11.90
Intercambiadores de calor, HEX(7), HEX(8) y HEX(15)	2.03
Flujos másicos, kg.s⁻¹	
Absorbedores (agua de enfriamiento), m ₃ y m ₅₂	3.65
Condensadores (agua de enfriamiento), m ₁₁ , m ₂₃ y m ₄₆	2.96
Evaporador (agua de fría), m ₂₈ y m ₅₄	2.27
Solución diluida salida del absorbedor ABS(2), m ₅	0.45
Solución diluida para cada generador, m ₈ , m ₁₃ y m ₃₃	0.225
Temperaturas, °C	
Fuente de calor en el GEN(13), T ₃₅	250.0
Entrada de agua de enfriamiento, T ₃ y T ₂₃	30.0
Salida de agua fría, T ₂₉	7.20

Las variables elegidas como variables independientes para el ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con etapa de alta temperatura de Alkitratos (figura 4.3) son:

- La energía térmica de activación se suministra al generador de la última etapa (GEN13), por lo cual la temperatura de la corriente 35 es conocida, T₃₅=250°C.
- La temperatura de impulsión del agua fría (corriente 29) se fija en 7.2°C. El efecto frigorífico (agua fría) tiene lugar en el evaporador de la primera etapa EVP(1).
- El calor liberado/absorbido por los componentes se disipa mediante agua de enfriamiento/vapor. La temperatura del agua de enfriamiento de entrada al condensador CND(6) y el absorbedor ABS(2) es conocida, T₂₃= T₃=30°C.

4.3.2. Ecuaciones gobernantes

El programa ABSIM utiliza un modelo matemático basado en los balances de materia y de energía en cada componente del ciclo. Cada componente definido en el ciclo de absorción es tratado como un volumen de control, con sus entradas y salidas, que se conectan a otros componentes. Las ecuaciones gobernantes aplicadas a cada componente así como las ecuaciones globales, se basan en algunas o varias de las siguientes leyes físicas (Grossman y Wilk, 1994):

1.- Conservación de la masa total:

$$\sum_i m_i = 0 \quad (4.1)$$

donde m_i es el caudal másico (kg.s^{-1}) de la corriente i del ciclo.

2.- Conservación de la masa de cada componente (absorbente-refrigerante):

$$\sum_i (m_i \cdot x_i) = 0 \quad (4.2)$$

donde x_i se refiere a la fracción másica total de sal en la corriente i del ciclo.

3.- Balance de energía (absorbente-refrigerante):

$$\sum_i (m_i \cdot h_i) = 0 \quad (4.3)$$

donde h_i es la entalpía específica de la solución (kJ.kg^{-1}) de la corriente i del ciclo.

4.- Transferencia de calor, se expresa de la siguiente forma:

$$Q_{\text{Componente}} - UA \cdot \text{LMTD} = 0 \quad (4.4)$$

donde UA son valores suministrados por el usuario para definir la eficiencia de transferencia de calor. El calor transferido y la diferencia de temperatura media logarítmica, $Q_{\text{Componentes}}$ y LMTD respectivamente, se calculan en función de las temperaturas de cada componente.

5.- Equilibrio líquido-vapor se define por la presión-temperatura-composición (P-T-X):

$$f(P_i, T_i, x_i) = 0 \quad (4.5)$$

donde P_i y T_i se refieren a la presión y temperatura de equilibrio de la corriente i a la fracción másica de sales x_i .

6.- Transferencia de materia, expresada en términos de la desviación de temperatura del equilibrio (DEV):

$$T_i = T_{iE}(P_i, x_i) + \text{DEV} \quad (4.6)$$

donde T_{iE} es la temperatura de equilibrio y DEV es el parámetro que mide las desviación de la fase vapor y líquida de las condiciones de equilibrio.

A partir de estas ecuaciones para cada componente, se forma un conjunto de ecuaciones para todo el sistema y posteriormente se resuelven simultáneamente.

4.3.3. Hipótesis

Para llevar a cabo la simulación se ha considerado una serie de hipótesis que han permitido la evaluación de los ciclos de refrigeración por absorción seleccionados. Como se ha mencionado anteriormente, los valores de UA para los componentes de intercambio de calor son valores extraídos de un sistema que opera con la solución $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$. Esto es una aproximación, puesto que los coeficientes globales de transferencia de calor (U) varían, sin embargo, esta variación es relativamente pequeña en la mayoría de los casos, por lo cual, considerar los valores de UA constantes es una buena aproximación.

Otras hipótesis básicas, de uso común en este tipo de modelizaciones termodinámicas, se presentan a continuación:

- El análisis se realiza bajo condiciones de estado estacionario,
- Las energías cinética y potencial de las corrientes son despreciables,
- No se han considerado las pérdidas térmicas ni las de carga,
- Las soluciones a la salida de los generadores y absorbedores se encuentran en condiciones de saturación,
- Las corrientes de salida del evaporador y el condensador se encuentran en condiciones de saturación,
- Las válvulas de expansión son isoentálpicas,
- La calidad del vapor a la salida de los evaporadores igual a 1,
- La calidad del vapor a la salida de los condensadores igual a 0,
- Respecto al cálculo de las propiedades y concentraciones de la solución de nitratos alcalinos en función de la presión y de la temperatura, (Capítulo 3), no todas estas propiedades son válidas para temperaturas hasta 200°C y concentraciones de 95% en peso de sales. No obstante se han considerado válidas aún para temperaturas y concentraciones superiores.

Asimismo, se han considerado las siguientes configuraciones de los componentes térmicos de los ciclos en la librería de componentes del ABSIM:

- Los generadores operan en flujo cruzado (cross-flow),
- Los evaporadores son de salida lateral,
- Los condensadores son de configuración de entrada lateral,
- Los absorbedores operan en flujo cruzado (cross-flow),
- Los intercambiadores de calor operan en contra corriente (counter flow).

4.3.4. Parámetros de operación del ciclo de absorción

En la realización de la simulación para generar las curvas de operación de los ciclos estudiados, algunas condiciones de operación como la temperatura de entrada de la fuente de calor de alta temperatura al generador (GEN 13) y la temperatura del agua de enfriamiento se han variado para evaluar su efecto en el desempeño del ciclo. En esta sección se definen los parámetros considerados para evaluar el funcionamiento de los

Capítulo 4. Simulación del ciclo de refrigeración por absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos y determinación de las condiciones de operación

ciclos de refrigeración por absorción. Esencialmente, se ha realizado un análisis del coeficiente de operación COP, la capacidad de enfriamiento Q_E , la relación de caudales RC entre la solución diluida y el refrigerante a la entrada del evaporador, y el riesgo de cristalización como función de las temperaturas de operación del ciclo.

El **coeficiente de operación** (COP) de los ciclos estudiados se define como la relación entre la carga térmica del evaporador que produce el efecto frigorífico deseado (capacidad de enfriamiento) y el calor suministrado externamente en el generador de alta temperatura por la fuente de calor. El efecto de las bombas y otras pérdidas de calor no se han considerado. La formulación matemática de este parámetro para los ciclos en estudio es la siguiente:

$$\text{COP} = \frac{Q_E}{Q_{\text{GEN}(13)}} \quad (4.7)$$

donde Q_E es la **capacidad de enfriamiento** del ciclo definida como el calor que intercambia el evaporador del ciclo de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ ($Q_{\text{EVP}(1)}$) y $Q_{\text{GEN}(13)}$ es el calor suministrado al generador de alta temperatura (GEN 13).

La **relación de caudales másicos RC** es un parámetro que informa sobre la cantidad de solución que se necesita para absorber $1 \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ de refrigerante en el absorbedor. Una relación de caudales alta indica que las concentraciones másicas de las soluciones diluida y concentrada son muy cercanas, por lo cual es necesario circular altos caudales de solución para poder absorber el refrigerante. No es conveniente un alto valor de RC porque implica que se requiere de mayores trabajos de las bombas de circulación de solución, además los diámetros de las tuberías deben ser mayores, así como también son mayores las pérdidas de calor sensible que se producen en los intercambiadores de calor solución-solución.

El **riesgo de cristalización** de cada ciclo se evalúa a través de la diferencia entre la temperatura de la solución concentrada proveniente del intercambiador de calor de solución HEX(15) T_{44} y la temperatura de cristalización correspondiente a la concentración de solución en este punto $T_{\text{crist}}(X_{44})$. La naturaleza de las soluciones salinas, es que las sales precipiten cuando la fracción másica excede su límite de solubilidad y este límite es función de la concentración másica de sal y de la temperatura. En efecto, a la salida del intercambiador de solución es la corriente del ciclo donde el riesgo de cristalización es mayor porque en este punto la solución está más concentrada en sal y la temperatura de la solución es la menor de todo el tramo de solución concentrada. Se ha tomado 10°C como margen de seguridad para evitar la cristalización en el ciclo.

A continuación, se presenta un análisis de sensibilidad para evaluar el efecto de las variables de operación en el funcionamiento del ciclo. Las variables elegidas son las temperaturas del generador de la última etapa T_{35} y del agua de enfriamiento a la entrada del ABS(2) y CND(6), es decir T_3 y T_{23} . Se empleará la notación T_H y T_C , respectivamente, para referir estas temperaturas de esta sección en adelante. Para cada combinación de configuración del ciclo/fluido de trabajo, se han construido gráficos del coeficiente de operación (COP), de la capacidad de enfriamiento (Q_E) y de la relación de caudales (RC) en función de las temperaturas de operación. Así, el desempeño de los sistemas puede ser comparado no solo en un solo punto sino sobre todo el intervalo de temperaturas aplicables al ciclo.

4.4. Resultados y discusión

4.4.1. Ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

En este apartado se ha evaluado el funcionamiento del ciclo de triple-efecto formado por el acoplamiento de dos ciclos separados: uno de doble-efecto que opera con el fluido convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ y uno de simple-efecto para operar a altas temperaturas con el fluido de trabajo compuesto por $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ con proporción másica de las sales 53:28:19, respectivamente. Se ha evaluado la utilización de la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo, esta mezcla se ha propuesto especialmente para trabajar en ciclos de refrigeración por absorción de triple-efecto, debido a su alta estabilidad térmica y no corrosividad a altas temperaturas.

Los resultados de la simulación del ciclo con etapa de alta temperatura con Alkitratos, con la configuración mostrada en la figura 4.3 y las condiciones de operación especificadas en la tabla 4.1, se muestran a través del diagrama de Dühring en la figura 4.8. Este tipo de representación es muy útil porque permite visualizar las corrientes del ciclo y la posición relativa de cada componente, lo cual facilita el entendimiento del funcionamiento del ciclo y la observación directa si las condiciones de operación del ciclo violan los límites de diseño. El ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos opera a 4 niveles de presión como se puede observar en la figura 4.8. Cada corriente del ciclo es marcada en el diagrama con su respectivo número. Las corrientes en saturación se muestran en el mismo punto (por ejemplo 2, 27 y 30).

Las líneas que representan las temperaturas de cristalización para las soluciones acuosas de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ (Boryta, 1970) y de nitratos alcalinos se han incluido en el diagrama de Dühring para observar las áreas de solubilidad de ambos fluidos de trabajo. En efecto, un inconveniente de las soluciones acuosas de nitratos alcalinos es su estrecho rango de solubilidad. Sin embargo, a la salida del intercambiador de solución HEX(15), corriente 44, donde el riesgo de cristalización es mayor porque la solución posee la mayor concentración en sal (91.01% en peso) y la temperatura de la solución es la menor de todo el tramo de solución concentrada a la salida del generador, no se evidencia riesgo de cristalización. La temperatura de operación en la corriente 44 es 11°C por encima de la temperatura de cristalización de la solución, como se puede observar en el diagrama. Estas condiciones garantizan que el ciclo es factible, a pesar de que el margen de seguridad para evitar el riesgo de cristalización en el ciclo es estrecho.

El caudal de solución diluida a la salida del absorbedor ABS(2) se divide en partes iguales para los generadores GEN(3) y GEN(4), como según lo establecido en la tabla 4.1. Basándose en esto, se ha fijado el caudal de solución a la salida del absorbedor de Alkitratos ABS(12) en 0.225 kg.s^{-1} , para mantener el mismo caudal de solución a la entrada del generador de cada etapa de presión. Posteriormente será analizado el efecto de la distribución del caudal de solución diluida a cada etapa del ciclo.

Capítulo 4. Simulación del ciclo de refrigeración por absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos y determinación de las condiciones de operación

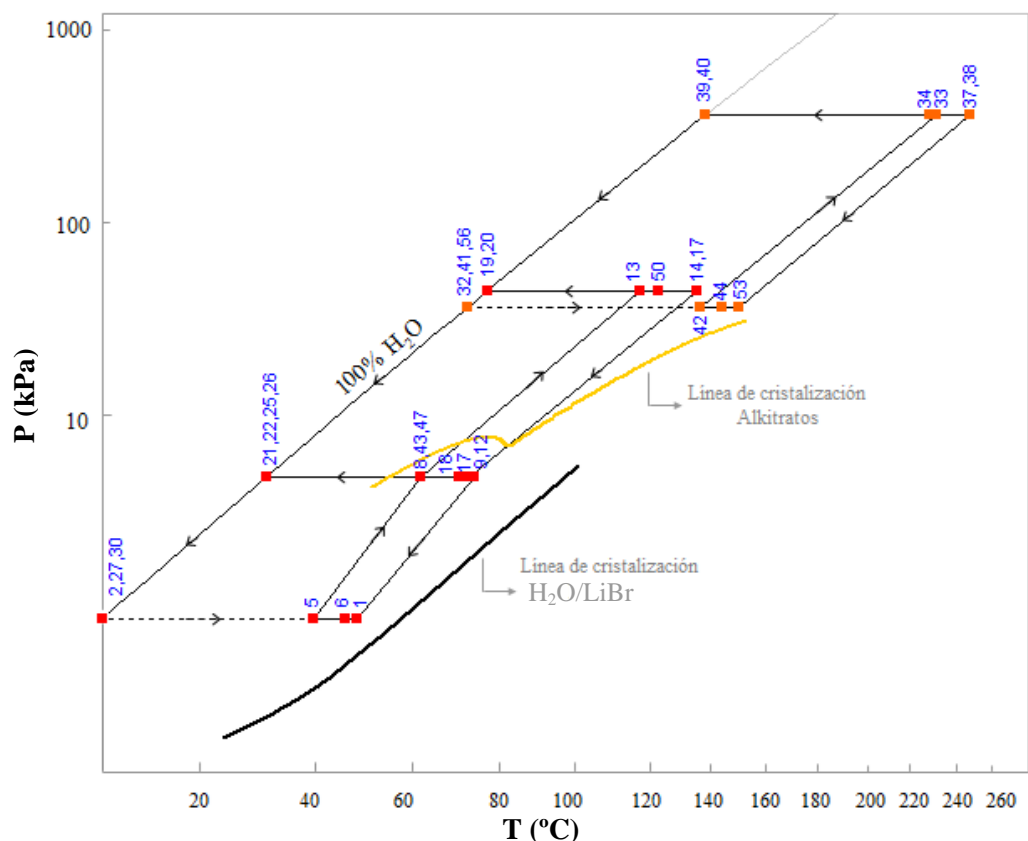


Figura 4.8. Diagrama de Dühring (P-T-X) del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos a las condiciones de operación descritas en la tabla 4.1.

Una vez fijadas las variables independientes, se ha simulado el ciclo para obtener la temperatura, la presión, la concentración, el título de vapor y el caudal de todos los puntos característicos del ciclo. Las condiciones de operación del ciclo calculadas para el caso de referencia son listadas en la tabla 4.2. Asimismo, se han determinado los parámetros representativos del funcionamiento del ciclo: el coeficiente de operación (COP), la capacidad de enfriamiento (Q_E), la relación de caudales de solución concentrada y refrigerante de ambos ciclos (RC_{LiBr} y RC_{Alk}).

Los resultados obtenidos para el caso de referencia demuestran el aprovechamiento de la fuente de calor de alta temperatura (T_H) a 250°C, para estas condiciones se consigue un COP de 1.733 sin riesgos de cristalización.

Tabla 4.2. Condiciones de operación del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.

	Nº	T (°C)	P (kPa)	m (kg.s ⁻¹)	X (% peso de sal)	q (fracción)	h (kJ.kg ⁻¹)	Fluido de trabajo
Ciclo doble-efecto con H ₂ O/LiBr	1	49.27	0.86	0.427	60.86	-	137.02	H ₂ O/LiBr
	2	4.87	0.86	0.023	0	1.00	2509.60	H ₂ O
	5	40.53	0.86	0.450	57.7	-	104.98	H ₂ O/LiBr
	6	46.91	0.86	0.426	60.96	-	133.09	H ₂ O/LiBr
	7	73.44	4.72	0.427	60.86	-	183.34	H ₂ O
	8	62.63	4.72	0.220	57.7	-	148.91	H ₂ O/LiBr
	9	74.95	4.72	0.006	0	1.00	2639.50	H ₂ O
	12	74.95	4.72	0.214	59.24	-	179.32	H ₂ O/LiBr
	13	118.6	43.52	0.230	57.7	-	261.62	H ₂ O/LiBr
	14	136.56	43.52	0.018	0	1.00	2753.70	H ₂ O
	17	136.56	43.52	0.212	62.49		309.47	H ₂ O/LiBr
	18	71.32	4.72	0.212	62.49	-	187.41	H ₂ O/LiBr
	19	77.93	43.52	0.018	0	0	326.26	H ₂ O
	20	77.93	43.52	0.018	0	1.00	2639.80	H ₂ O
	21	31.86	4.72	0.018	0	0.08	326.26	H ₂ O
	22	31.86	4.72	0.023	0	0	133.50	H ₂ O
	25	31.86	4.72	0.023	0	0.31	889.03	H ₂ O
	26	31.86	4.72	0.023	0	0.31	889.03	H ₂ O
	27	4.87	0.86	0.023	0	0.05	133.5	H ₂ O
	30	4.87	0.86	0.023	0	0.05	133.5	H ₂ O
	31	70.89	4.72	0.022	57.34	0	164.3	H ₂ O/LiBr
Ciclo simple-efecto con Alkitratos	43	62.63	4.72	0.225	57.70	-	148.91	H ₂ O/LiBr
	47	62.63	4.72	0.450	57.7	-	148.91	H ₂ O/LiBr
	50	124.19	43.52	0.231	57.46	0	272.3	H ₂ O/LiBr
	32	73.12	35.63	0.011	0	1.00	2631.6	H ₂ O
	33	233.12	353.15	0.225	86.54	0	656.29	Alkitratos
	34	229.63	353.15	0.220	86.73	0	651.23	Alkitratos
	37	249.86	353.15	0.210	91.01	0	689.44	Alkitratos
	38	249.86	353.15	0.011	0	1	2970.2	H ₂ O
	39	139.21	353.15	0.011	0	1.00	2732.60	H ₂ O
	40	139.21	353.15	0.011	0	-	585.62	H ₂ O
	41	73.12	35.63	0.011	0	0.12	585.62	H ₂ O
	42	137.68	35.63	0.225	86.53	-	510.02	Alkitratos
	44	144.74	35.63	0.210	91.01	-	535.68	Alkitratos
	53	150.46	35.63	0.210	90.70	0	542.88	Alkitratos
	56	73.12	35.63	0.011	0.00	0.12	585.61	H ₂ O

	Nº	T (°C)	P (kPa)	m (kg.s ⁻¹)	X (% peso de sal)	q (fracción)	h (kJ.kg ⁻¹)	Fluido de trabajo
Corrientes externas	3	30.00	100.00	3.65	0.00	-	125.71	H ₂ O
	4	34.57	100.00	3.65	0.00	-	144.81	H ₂ O
	10	73.77	100.00	5.29	0.00	-	319.73	H ₂ O
	11	74.45	100.00	5.29	0.00	-	311.64	H ₂ O
	15	138.44	100.00	6.67	0.00	-	582.32	H ₂ O
	16	136.55	100.00	6.67	0.00	-	574.21	H ₂ O
	23	30.00	100.00	2.96	0.00	-	125.71	H ₂ O
	24	31.43	100.00	2.96	0.00	-	131.66	H ₂ O
	28	13.02	100.00	2.27	0.00	-	54.66	H ₂ O
	29	7.20	100.00	2.27	0.00	-	30.26	H ₂ O
	35	250.00	100.00	3.14	0.00	-	1085.40	H ₂ O
	36	247.90	100.00	3.14	0.00	-	1075.20	H ₂ O
	45	138.54	100.00	3.02	0.00	-	582.75	H ₂ O
	46	136.55	100.00	3.02	0.00	-	574.21	H ₂ O
	48	76.38	100.00	3.02	0.00	-	319.73	H ₂ O
	49	73.47	100.00	3.02	0.00	-	312.88	H ₂ O
	51	138.36	100.00	3.65	0.00	-	581.97	H ₂ O
	52	136.55	100.00	3.65	0.00	-	574.21	H ₂ O
54	76.38	100.00	2.27	0.00	-	319.73	H ₂ O	
55	74.05	100.00	2.27	0.00	-	309.98	H ₂ O	
COP=		1.733	Q _E (kW) =	55.39	T ₄₄ -T _{críst} =	11.2°C		
RC _{LiBr} =		18.57	RC _{Alk} =	19.09				

En esta sección se estudia el efecto de la temperatura de la fuente de calor de alta temperatura T_H y la temperatura del agua de enfriamiento T_C sobre los parámetros de desempeño del ciclo de absorción. La figura 4.9 muestra las curvas del COP del ciclo de triple-efecto que opera con la solución de nitratos alcalinos en la última etapa en función de la temperatura de la fuente de calor T_H (corriente 35) con la cual se activa el generador de alta temperatura GEN(13), a tres temperaturas del agua de enfriamiento T_C (corrientes 3 y 23), manteniendo el resto de los parámetros constantes. El caudal de solución diluida a la salida del absorbedor ABS(2) es 0.45 kg.s^{-1} (tabla 4.1), y se divide en partes iguales (0.225 kg.s^{-1}) a los generadores GEN(3) y GEN(4) de cada etapa del ciclo. Además, se ha fijado el caudal de 0.225 kg.s^{-1} a la salida del absorbedor de Alkitratos ABS(12), para mantener el mismo caudal a la entrada del generador de cada etapa. Las curvas de operación del ciclo presentan el comportamiento típico de sistemas de refrigeración por absorción, el COP aumenta con la temperatura de la fuente de calor y disminuye con la temperatura de agua de enfriamiento T_C . El COP aumenta

bruscamente a partir de cierta temperatura, estabilizándose en un valor constante, e incluso disminuye ligeramente con el incremento adicional de temperatura. El valor de T_H al cual se ha obtenido un valor asintótico en la curva del COP es 170, 190 y 250°C para las temperaturas de agua de enfriamiento T_C de 25, 30 y 35°C respectivamente.

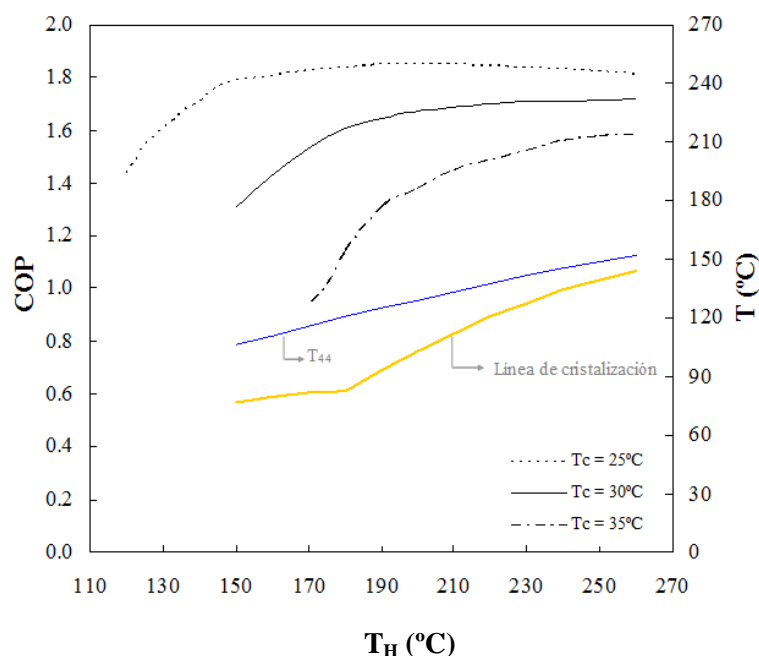


Figura 4.9. Coeficiente de operación de ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos en función de las temperaturas de operación: de la fuente de calor (T_H) y del agua de enfriamiento (T_C).

En la misma figura 4.9 se han representado también las líneas correspondientes a la temperatura de la solución concentrada a la salida del intercambiador de calor de solución HEX(15) (corriente 44) y la temperatura de cristalización correspondiente a la concentración de la solución de Alkitratos en la corriente 44. Ambas curvas corresponden a las condiciones nominales de operación de la tabla 4.1 y una temperatura del agua de enfriamiento (T_C) de 30°C. Estas curvas permiten visualizar rápidamente, que el aumento de la temperatura de la fuente de calor, reduce la diferencia entre la temperatura de operación de la corriente 44 y la temperatura a la cual cristaliza la solución, es decir, aumenta el riesgo de cristalización de la solución. Así mismo, de la figura 4.9 se deduce que la temperatura máxima a la cual el generador puede operar dentro del margen de seguridad de la solubilidad es 260°C, a estas condiciones se cumple que la temperatura de la solución concentrada a la salida del intercambiador de calor de solución es 10°C superior a la temperatura de cristalización de la sal a la concentración de dicha corriente. Bajo el resto de condiciones de operación es menor el riesgo de cristalización.

La figura 4.10 representa la capacidad de enfriamiento del ciclo de triple-efecto de etapa de alta temperatura con Alkitratos en función de la temperatura de la fuente de calor, para diferentes temperaturas del agua de enfriamiento y para una temperatura de agua fría de 7.2°C. La capacidad de enfriamiento de este ciclo sigue la misma tendencia que los ciclos de simple y doble-efecto, aumentando linealmente con la temperatura de la fuente de calor. También se observa que a menor temperatura de entrada del agua de enfriamiento, la capacidad de enfriamiento Q_E se hace mayor.

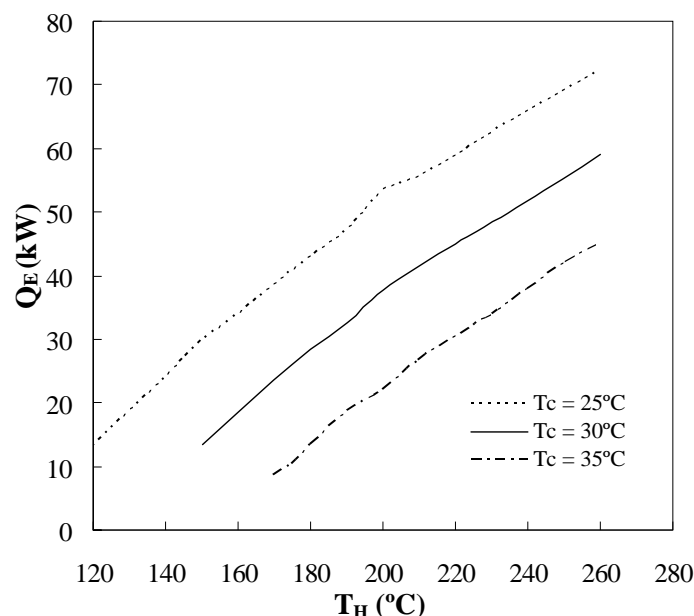


Figura 4.10. Capacidad de enfriamiento del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos en función de las temperaturas de operación: de la fuente de calor (T_H) y del agua de enfriamiento (T_C).

La figura 4.11 muestra la influencia de las temperaturas T_H y T_C sobre la relación de caudales (RC) para las mismas condiciones de trabajo definidas en la tabla 4.1. Para las temperaturas de la fuente de calor en el generador de la etapa con Alkitratos T_H entre 150 a 260°C y temperaturas de agua de enfriamiento T_C de 25, 30, 35°C, la relación de caudales máxicos está comprendida entre 60 y 15. Al nivel de operación del ciclo de refrigeración por absorción es conveniente operar con valores bajos del RC, lo que corresponde a altas temperaturas de operación de la fuente de calor.

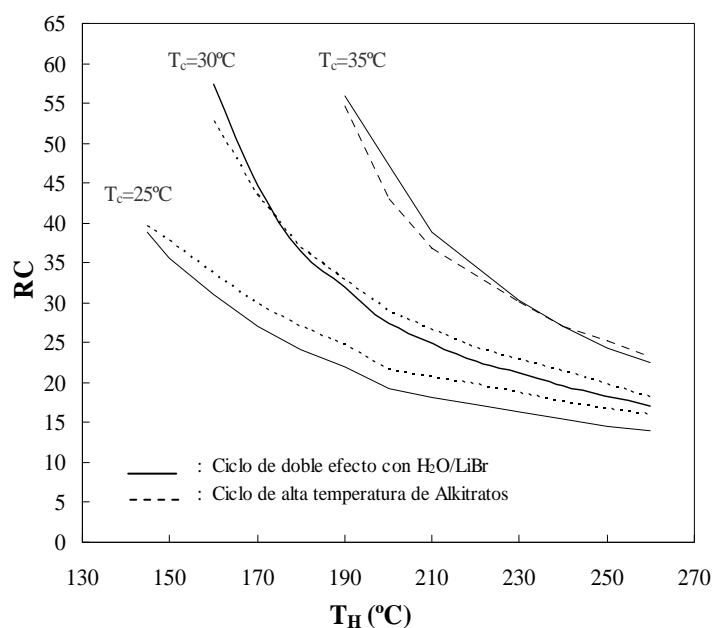


Figura 4.11. Relación de caudales (RC) en el ciclo de doble-efecto de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ (RC_{LiBr}) y el ciclo de alta temperatura con Alkitratos (RC_{Alk}) en función de la temperatura de la fuente de calor del generador (T_H) y la temperatura del agua de enfriamiento (T_C).

4.4.1.2. Efecto del caudal de solución diluida a cada etapa del ciclo

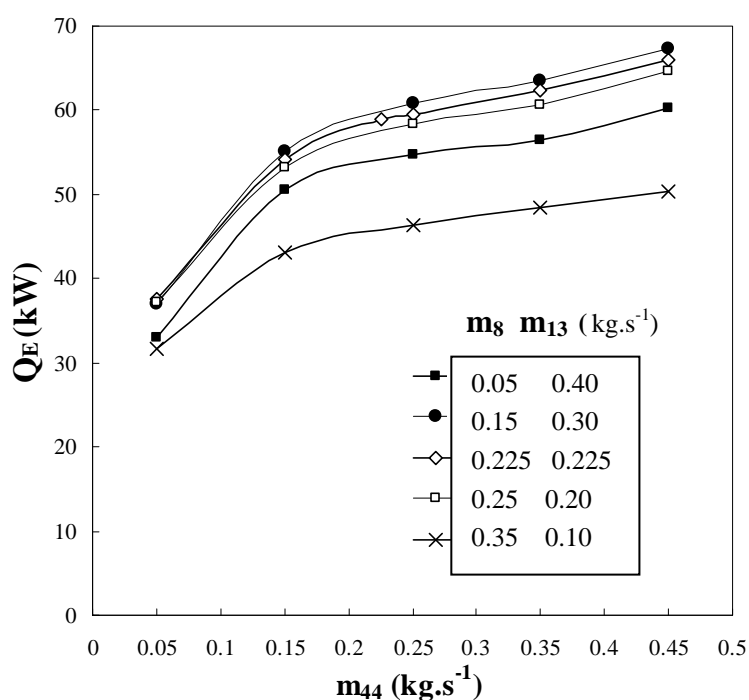
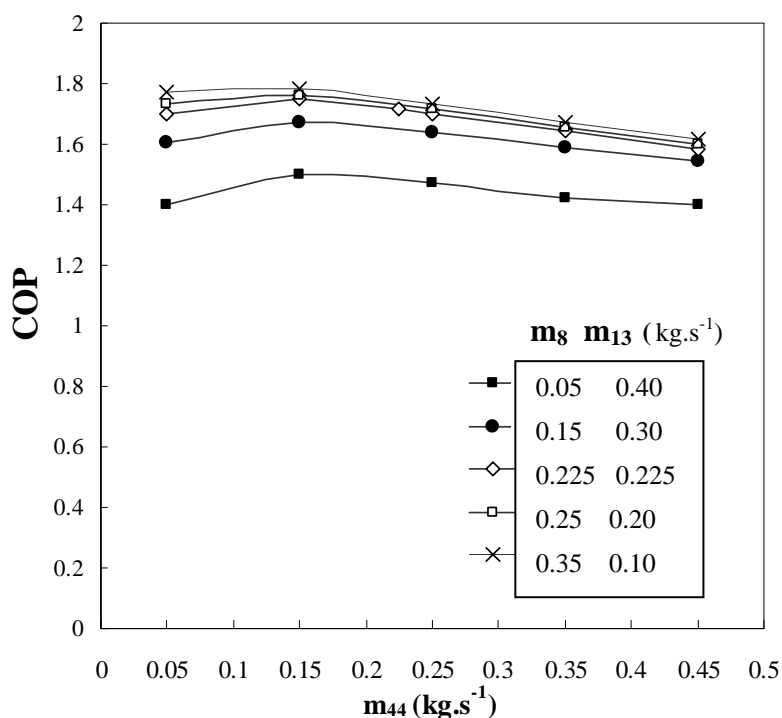
Los caudales de solución diluida (rica en refrigerante) a la salida de ambos absorbedores ABS(2) y ABS(12) son parámetros que se han definido como datos de entrada para evaluar el funcionamiento del ciclo, tabla 4.1. Sin embargo, el efecto de la distribución del caudal de solución que entra a cada generador es un aspecto importante de analizar en los ciclos de multi-etapa.

En el caso de referencia definido en la tabla 4.1 se emplea una distribución equitativa de la solución a cada generador 0.225 kg.s^{-1} . Esta distribución de caudales a los generadores no es necesariamente la distribución óptima, aunque en la simulación de sistemas de doble-efecto (Gommed y Grossman, 1990) y de sistemas de triple-efecto (Grossman *et al.*, 1994) con el fluido convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ se obtuvo una mejora con una igual distribución de la solución diluida a los generadores. La modificación en la distribución de solución causa cambios en el ciclo entero, por lo cual, se ha investigado el efecto de la variación del caudal de solución diluida a cada generador.

Para este estudio se ha mantenido fijo el caudal de solución a la salida del absorbedor ABS(2) en 0.45 kg.s^{-1} (m_5) y se ha variado la distribución de este caudal de solución a los generadores GEN(3) y GEN(4), m_8 y m_{13} , así como también el caudal de solución que abandona el absorbedor ABS(12), m_{42} .

Las figuras 4.12, 4.13 y 4.14 muestran el efecto de diferentes distribuciones de caudal de solución a los generadores en los parámetros de funcionamiento del ciclo, COP, Q_E y RC. En el eje de las abscisas se muestra la variación de caudal de solución de Alkitratos (corriente 42) y las diferentes series muestran los diferentes caudales de las corrientes 8 y 13 estudiados, los cuales representan la distribución del caudal proveniente del absorbedor del ciclo que opera con la solución $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$. En la figura 4.12 se observa una tendencia de aumento del COP a medida que se desvía menos caudal a los generadores de etapas superiores (menores valores de m_8 y m_{13}), sin embargo, tanto para la capacidad de enfriamiento del ciclo como para el RC_{LiBr} (figuras 4.13 y 4.14) la tendencia parece ser aleatoria, no se ha encontrado una relación directa. También se pudo observar en las simulaciones realizadas que operar con caudales de solución de Alkitratos (m_{44}) menores o iguales a 0.15 kg.s^{-1} produce condiciones en las cuales cristalizaría la solución de Alkitratos, a pesar que los valores de COP obtenidos son los más altos. Por lo cual se restringe del rango de operación los caudales de m_{44} por debajo de este valor.

Aunque las figuras 4.12, 4.13 y 4.14 no cubren el rango completo de posibilidades en la distribución de solución diluida a los generadores de cada etapa, el COP muestra una mejora cuando la distribución de caudales es: $m_8=0.15 \text{ kg.s}^{-1}$, $m_{13}=0.15 \text{ kg.s}^{-1}$ y $m_{44}=0.25 \text{ kg.s}^{-1}$. En estas condiciones, el COP alcanza 1.770, en lugar de 1.733 el cual es el valor obtenido cuando se tiene una distribución equivalente de caudal a los generadores ($m_8=m_{13}=m_{44}=0.225 \text{ kg.s}^{-1}$). Además, la concentración de solución a la entrada del absorbedor ABS(12) (corriente 44), se reduce a 90.50%, en lugar de 91.01% másico de sales que fue la concentración obtenida para distribución igual de caudales. Sin embargo, en estas condiciones la capacidad de enfriamiento disminuye y el RC aumenta.



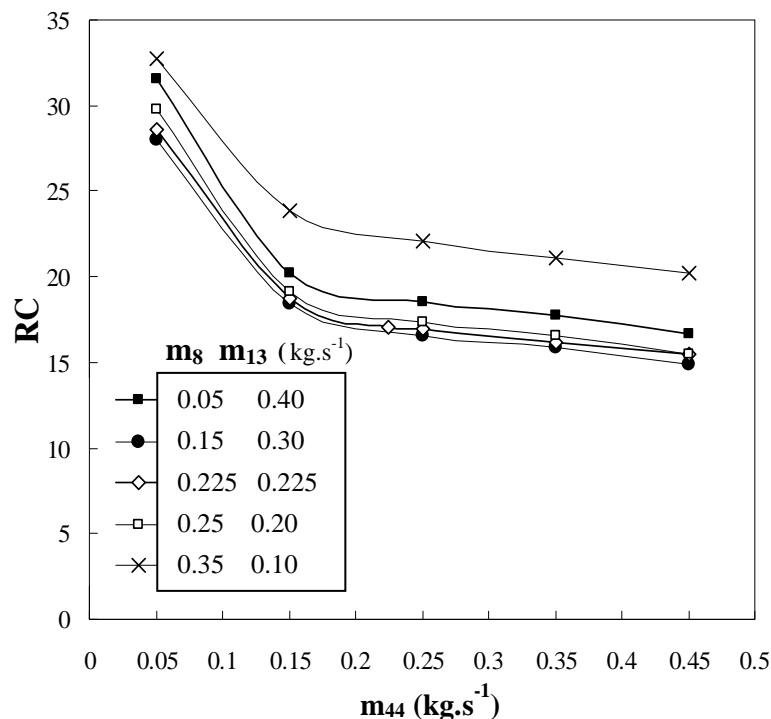


Figura 4.14. Efecto en la relación de caudales (RC_{LiBr}) del ciclo de la distribución del caudal de solución entre los generadores de cada etapa del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos a $T_H=250^\circ\text{C}$, $T_C=30^\circ\text{C}$ y caudal de salida del absorbente $ABS(2)=0.45 \text{ kg.s}^{-1}$.

4.4.1.3. Efecto de los valores del UA de los componentes de ciclo de alta temperatura con la solución acuosa de nitratos alcalinos

Como se ha mencionado previamente, el desempeño del sistema bajo una serie de condiciones de operación depende de las características de diseño y particularmente del tamaño de las superficies de intercambio de calor. Como caso de referencia, se consideraron las características de un sistema con tamaños basados en una máquina real, sin embargo los valores de coeficientes globales de transferencia de calor (U) varían dependiendo del fluido de trabajo y de las condiciones de operación del ciclo. Para evaluar el efecto del UA de los componentes en el desempeño del ciclo se realizaron varias simulaciones con dos diferentes valores de UA para cada uno de los componentes de la etapa de alta temperatura con Alkitratos. Los resultados se muestran en la tabla 4.3.

Los valores de UA de cada componente se han variado en un amplio rango, desde la mitad del valor que se ha definido en las condiciones de referencia (tabla 4.1) hasta el doble de este valor. No se ha observado una variación significativa en los parámetros de desempeño del ciclo evaluados. En la tabla 4.3 se ha incluido la relación entre la capacidad de enfriamiento y la sumatoria de los UA de todos los componentes del ciclo UA_{TOTAL} , Q_E/UA_{TOTAL} , el cual es un criterio que hace posible comparar los sistemas con diferentes tamaños de las unidades de transferencia de calor (Grossman y DeVault, 1995).

Capítulo 4. Simulación del ciclo de refrigeración por absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos y determinación de las condiciones de operación

Tabla 4.3. Efecto de los valores de UA de los componentes del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos a $T_H=250^{\circ}\text{C}$, $T_C=30^{\circ}\text{C}$ y caudal de salida del absorbedor $\text{ABS}(2)=0.45\text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$.

	UA ($\text{kW}\cdot^{\circ}\text{C}^{-1}$)										
	Caso base	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5	Caso 6	Caso 7	Caso 8	Caso 9	Caso 10
EVP(11)	11.95	5.98	23.00	11.95	11.95	11.95	11.95	11.95	11.95	11.95	11.95
ABS(12)	6.11	6.11	6.11	3.06	12.22	6.11	6.11	6.11	6.11	6.11	6.11
GEN(1)	8.50	8.50	8.50	8.50	8.50	4.25	17.00	8.50	8.50	8.50	8.50
CND(1)	17.92	17.92	17.92	17.92	17.92	17.92	17.92	8.96	35.84	17.92	17.92
HEX(15)	2.03	2.03	2.03	2.03	2.03	2.03	2.03	2.03	2.03	1.15	4.06
$U_{A_{\text{total}}}$ ($\text{kW}\cdot^{\circ}\text{C}^{-1}$)	121.5	115.5	132.5	118.4	127.4	117.2	130.0	112.5	139.4	120.5	123.5
COP	1.733	1.720	1.734	1.710	1.734	1.716	1.734	1.711	1.734	1.671	1.744
Q_E (kW)	55.39	58.44	59.15	56.28	59.05	57.83	58.43	58.04	58.66	60.41	58.31
$Q_E/U_{A_{\text{total}}}$ ($^{\circ}\text{C}$)	0.45	0.506	0.446	0.475	0.464	0.493	0.450	0.516	0.421	0.502	0.472
X_{44} (% en peso)	91.8	92.21	91.63	92.45	91.61	91.68	91.82	91.61	91.89	91.43	91.99
$T_{44}-T_{\text{crist}}$	11.02	4.75	11.86	7.87	10.84	9.71	10.08	11.06	9.86	26.10	0.64

El aumento en los valores del UA de los componentes promueve un mejor desempeño del ciclo, sin embargo, el incremento no es tan significativo. Sólo en el caso de doblar el valor del UA del intercambiador calor de solución HEX(15) promueve un aumento del COP de 1.733 a 1.744. Por otra parte, aunque el COP no es afectado significativamente por el valor de UA de los componentes, se puede observar en la tabla 4.3 la variación en la diferencia de temperaturas $T_{44}-T_{\text{crist}}$. En algunos de los casos simulados, se ha disminuido el valor de esta diferencia de 10°C , que es considerado el valor mínimo permisible para evitar el riesgo de cristalización. Por lo cual, el caso 1, 3 y 10 quedarían completamente descartados.

4.4.2. Comparación con ciclos con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo

En esta sección se han comparado los resultados de varios ciclos que utilizan $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo definidos previamente, con el sistema propuesto en este trabajo (figura 4.3). Basados en el objetivo de mejorar el aprovechamiento del potencial térmico de la fuente de calor de alta temperatura, así como incrementar el desempeño de los ciclos doble-efecto existentes, en primer lugar se ha comparado la configuración del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos con el ciclo de doble-efecto con el fluido convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo (figura 4.6). También se incluyen las comparaciones con el ciclo de triple-efecto que utiliza

H₂O/LiBr como fluido de trabajo (figura 4.7) y con el ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos con el arreglo de flujo en serie (figura 4.5).

Las condiciones de operación se han establecido en una misma base de comparación. Se han definido los datos de entrada de la tabla 4.1 adaptados a cada configuración del ciclo. Como parámetro de comparación se han determinado el COP y la capacidad de enfriamiento de cada ciclo. En la figura 4.15, se muestran las curvas de operación de cada ciclo en función de la temperatura de la fuente de calor, T_H . La temperatura de impulsión (agua fría) y la temperatura del agua de enfriamiento a ABS(2) y CND(6) se ha definido en 7.2°C y 30°C, respectivamente. En todas las configuraciones de los ciclos se ha fijado el caudal de solución a la salida de absorbedor ABS(2) en 0.45 kg.s⁻¹ y una distribución equitativa de solución al generador de cada etapa del ciclo.

Las curvas del COP demuestran la superioridad en el desempeño de las configuraciones de triple-efecto respecto a la de doble-efecto, cuyo máximo valor alcanzado es 1.259. El ciclo de triple-efecto con H₂O/LiBr muestra valores del COP mayores a la configuración del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos, hasta T_H de 180°C, a partir de esta temperatura las tendencias son ligeramente opuestas, manteniendo el desempeño del ciclo con Alkitratos (en flujo en paralelo) por encima del ciclo de triple-efecto con H₂O/LiBr. Así mismo, se confirman los resultados obtenidos en estudios anteriores en relación del arreglo del flujo de los ciclos. El arreglo de flujo en paralelo representa una mejora de aproximadamente 20% en el COP del ciclo respecto a la configuración de flujo en serie.

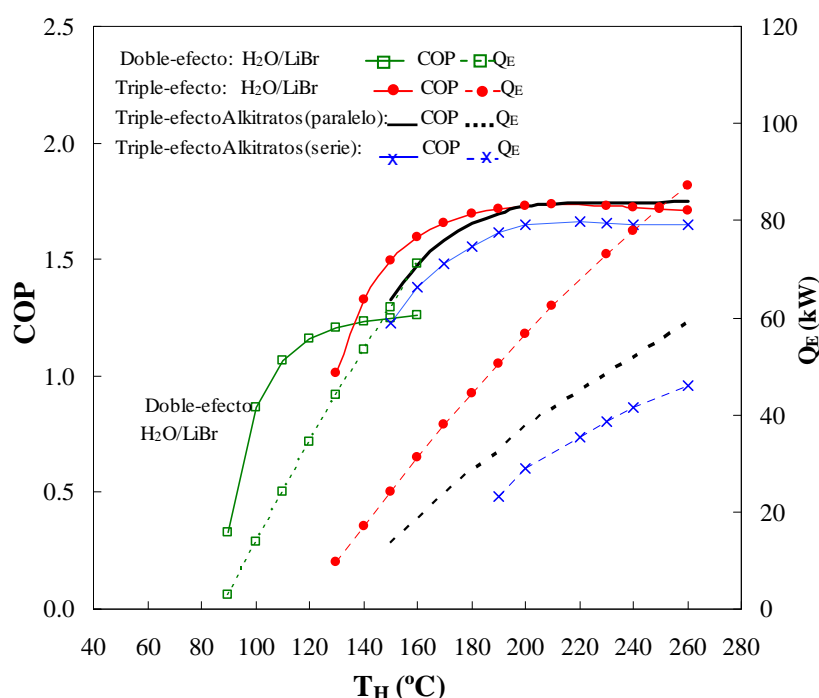


Figura 4.15. Coeficiente de operación (líneas continuas) y capacidad de enfriamiento (líneas discontinuas) de cuatro ciclos de refrigeración por absorción en función de la temperatura de la fuente de calor, T_H .

La capacidad de enfriamiento suele tener una tendencia inversa al comportamiento del COP, al maximizar el COP normalmente se produce una reducción en la capacidad de enfriamiento. Sin embargo, la reducción en la capacidad de enfriamiento de los ciclos de triple-efecto con Alkitratos con respecto al ciclo de triple-efecto con H₂O/LiBr, es

Capítulo 4. Simulación del ciclo de refrigeración por absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos y determinación de las condiciones de operación

significativa. Por otra parte, se debe considerar que las condiciones de operación establecidas para los ciclos de triple-efecto en realidad no pueden ser alcanzadas por la solución de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$, por lo cual el desempeño de este ciclo depende del desarrollo de nuevos materiales de construcción o aditivos que permitan resistir la intensa corrosión que se presenta a esas condiciones, así como soluciones al problema de inestabilidad térmica de este fluido de trabajo.

Por lo anterior, el ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con la solución de nitratos alcalinos representa una opción factible y con alta eficiencia que permite el aprovechamiento del potencial térmico de fuentes de calor de alta temperatura.

4.4.3. Efecto del uso de la solución acuosa de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (53:35:12) como fluido de trabajo

A pesar de las ventajas obtenidas por los ciclos de múltiple-etapa al aumentar el aprovechamiento de las fuentes de calor de alta temperatura, estas condiciones implican la operación de las máquinas de refrigeración por absorción a mayores niveles de temperaturas y por lo tanto a mayores concentraciones de sal. Aunque las soluciones de nitratos y nitritos alcalinos no presentan problemas por corrosión, pueden generarse dificultades en el funcionamiento del equipo debido a la baja solubilidad de la solución, cuando las condiciones de operación se aproximan al límite de solubilidad de la mezcla. Para solventar este problema, se ha estudiado la posibilidad de utilizar la solución de nitratos y nitritos alcalinos propuesta por Vargas *et al.* (2008), la cual posee una mayor solubilidad en agua que los Alkitratos. Con esta nueva mezcla se reemplaza el nitrato de sodio (NaNO_3) de la solución de Davidson y Erickson (1986) por nitrito de sodio (NaNO_2) y se varía la proporción en las concentraciones de los demás compuestos para obtener $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (53:35:12 en proporción másica, respectivamente).

En este apartado se presentan los resultados obtenidos al simular el funcionamiento del ciclo de triple-efecto con las dos mezclas de nitratos y nitritos alcalinos $\text{H}_2\text{O}/\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ (proporción másica de las sales 53:28:19) y $\text{H}_2\text{O}/\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (proporción másica de las sales 53:35:12). Ambas mezclas muestran un equilibrio líquido-vapor muy similar, pero la segunda tiene la ventaja que la temperatura de cristalización desciende en alrededor de 20°C respecto a la primera. Por ello, el intervalo de temperaturas de operación del generador se amplía.

En la tabla 4.4 se comparan los resultados de la simulación del ciclo obtenidos con la solución acuosa de nitratos alcalinos, $\text{H}_2\text{O}/\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ (53:28:19), a 250°C , y los resultados del mismo ciclo con la solución acuosa de nitratos y nitritos alcalinos, $\text{H}_2\text{O}/\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (53:35:12), en las mismas condiciones de operación. No se observan cambios sustanciales en los parámetros de desempeño de los ciclos con las dos mezclas. Sin embargo, los valores obtenidos con la solución de Vargas *et al.* (2008) son ligeramente mejores. De la comparación se desprende que la solución $\text{H}_2\text{O}/\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ es prometedora porque amplía el intervalo de temperaturas de operación con un coeficiente de funcionamiento ligeramente superior al del sistema de $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ en una máquina de triple-efecto.

Tabla 4.4. Comparación del ciclo de triple-efecto con dos soluciones de nitratos y nitritos alcalinos de diferente composición másica de sales como fluido de trabajo en la etapa de alta temperatura.

Parámetros	LiNO ₃ +KNO ₃ +NaNO ₃ (53:29:18)	LiNO ₃ +KNO ₃ +NaNO ₂ (53:35:12)
COP (Global)	1.733	1.740
T _H (°C)	250	250
Q _E (kW)	55.39	56.05
Caudales de solución (kg.s⁻¹)		
H ₂ O/LiBr	0.45	0.45
Alkitratos	0.225	0.225
Relaciones de caudal (RC)		
H ₂ O/LiBr	17.08	16.96
Alkitratos	18.08	17.99
Concentraciones (% en peso)		
Solución diluida (corrientes 1/44)	54.6 (LiBr) / 86.5 (Alk)	54.2 (LiBr) / 86.6 (Alk)
Solución concentrada (corrientes 5/42)	60.3 (LiBr) / 91.0 (Alk)	60.1 (LiBr) / 91.8 (Alk)
Riesgo de cristalización		
T ₄₄ - T _{crist} (X ₄₄)	11.02	26.54

4.4.4. Selección de las condiciones de operación para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

Una vez definido el potencial que poseen las soluciones acuosas de nitratos alcalinos como fluido de trabajo en los ciclos avanzados de refrigeración por absorción, se requiere de un estudio completo de la transferencia simultánea de calor y de masa que se presenta durante el proceso de absorción usando la solución de nitratos alcalinos.

Para estudiar experimentalmente el proceso de absorción de la solución acuosa de nitratos alcalinos se han seleccionado condiciones de operación del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos que consigan obtener altos valores del coeficiente de operación (COP) pero con menores concentraciones másicas de solución, que sean más prácticas ejecutarlas a nivel de una instalación experimental. Finalmente, se ha realizado la simulación según las condiciones establecidas en la tabla 4.1, pero se ha seleccionado una temperatura de la fuente de calor (T_H) de 200°C y temperatura del agua de enfriamiento (T_C) de 30°C. Los caudales de solución diluida a cada generador se han mantenido en 0.225 kg.s⁻¹. Asimismo, se han seleccionado unas condiciones de operación, para las cuales el coeficiente de operación se mantiene todavía en la zona de COP estable y sin riesgo de cristalización.

A partir de la simulación a estas condiciones se obtiene un COP del ciclo de 1.680. Las condiciones de operación del ABS(12) que se han establecido para el estudio del proceso de absorción en la etapa de alta temperatura son listadas en la tabla 4.5. En la figura 4.16 se muestra el esquema del absorbedor en el cual la solución de nitratos alcalinos absorberá el refrigerante.

Tabla 4.5. Condiciones de operación del absorbedor de Alkitratos para el estudio del proceso de absorción.

Condiciones	
Presión (kPa)	30.0
Concentración en peso de solución concentrada (%), X_{44}	82.0
Temperatura de solución a la entrada, T_{44} (°C)	120.0
Temperatura entrada de agua de enfriamiento (°C)	95.0

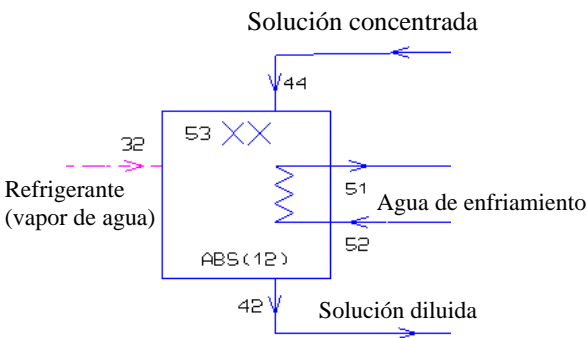


Figura 4.16. Esquema del absorbedor simulado en ABSIM para el estudio del proceso de absorción con Alkitratos.

4.5. Conclusiones

Se ha planteado una configuración de ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto que permite aumentar el aprovechamiento del potencial térmico de las fuentes de calor de alta temperatura. En las condiciones de operación de ciclos de triple-efecto el fluido de trabajo convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ presenta limitaciones debido a su alta corrosividad e inestabilidad térmica a altas temperaturas. Por el contrario, la solución acuosa de nitratos alcalinos (Alkitratos) se presenta como un fluido de trabajo adecuado para operar a altas temperaturas debido a su estabilidad térmica y su carácter no corrosivo. La configuración del ciclo seleccionada consiste de un ciclo de doble-efecto de flujo en paralelo con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo y un ciclo de simple-efecto con los Alkitratos como fluido de trabajo, acoplados por medio del intercambio de calor entre las corrientes externas. La solución acuosa de nitratos alcalinos esta limitada a la etapa de alta temperatura porque no poseen un amplio rango de solubilidad. Esta configuración permite utilizar efectivamente el nivel térmico de la fuente de calor y así incrementar el coeficiente de operación del ciclo, además permite emplear fluidos de trabajo diferentes, lo cual puede ser apropiado para las condiciones en que opera cada fluido.

Se han establecido unas condiciones de referencia basándose en un sistema de simple-efecto propuesto por Grossman *et al.* (1994). La estructura modular del programa de simulación ABSIM permitió implementar de manera sencilla los ciclos de configuraciones avanzadas de interés e incorporar las propiedades de los fluidos de trabajo de este estudio.

A partir de la simulación se comprobó la capacidad del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos de operar a altas temperaturas de la fuente de calor de

hasta 260°C. A las condiciones de operación nominales, temperatura de la fuente de calor (T_H) de 250°C y temperatura del agua de enfriamiento (T_C) de 30°C se obtuvo un COP de 1.733, una capacidad de enfriamiento de 55.39 kW y una relación de caudales másicos de 18.57 y 19.09 para los ciclos de $H_2O/LiBr$ y Alkitratos, respectivamente. También se ha visualizado la correcta operación del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con la solución de nitratos alcalinos por medio de la representación de los componentes en un diagrama de Dühring, donde se confirma que el margen de seguridad para evitar la cristalización de la solución sido se ha respetado. Por otra parte, el funcionamiento del ciclo fue evaluado bajo un rango de condiciones de operación. Un análisis de las temperaturas de operación demostró una mejor operación de ciclo etapa de alta temperatura con la solución de nitratos alcalinos a menores temperaturas del agua de enfriamiento y mayores temperaturas de la fuente de calor. Por encima de 260°C de temperatura de la fuente de calor puede presentarse la cristalización en zonas de mayor concentración de sales en el ciclo.

Asimismo, el estudio muestra una amplia ventana a la optimización del COP y otros parámetros de desempeño del ciclo por medio de la variación del flujo de solución diluida al generador de cada etapa y los valores del UA de los componentes del ciclo de alta temperatura. Un valor de COP mayor (1.770) se consiguió a relaciones de caudal de $m_8=0.15 \text{ kg.s}^{-1}$, $m_{13}=0.15 \text{ kg.s}^{-1}$ y $m_{44}=0.25 \text{ kg.s}^{-1}$ con respecto a la distribución equitativa de caudales a los generadores de cada etapa (1.733). El efecto de los valores de UA de los componentes de alta temperatura, no muestra cambios significativos en los parámetros de desempeño del ciclo de refrigeración por absorción a las condiciones de operación establecidas en este estudio.

Los resultados obtenidos de la simulación del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con etapa de alta temperatura con la solución acuosa de nitratos alcalinos (COP=1.733) demuestra que mejoran sustancialmente el desempeño alcanzado por el ciclos de doble-efecto con el fluido convencional $H_2O/LiBr$ como fluido de trabajo (COP=1.259). El arreglo de flujo en paralelo representa una mejora de aproximadamente 20% en el coeficiente de operación del ciclo con respecto a la configuración del arreglo de flujo en serie. Finalmente, se han comparado los resultados obtenidos con el ciclo de triple-efecto con el fluido convencional $H_2O/LiBr$ propuesto por Grossman *et al.* (1994). El desempeño del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con la solución de nitratos alcalinos, muestra un coeficiente de operación ligeramente superior a temperaturas del generador superiores a 180°C, en comparación con el ciclo de triple-efecto con $H_2O/LiBr$ como fluidos de trabajo. A temperaturas T_H menores el COP del ciclo de triple-efecto con $H_2O/LiBr$ presenta COP mayores que el ciclo con Alkitratos. Sin embargo, la operación del ciclo de triple-efecto con $H_2O/LiBr$ no es posible por encima de 150°C sin la utilización de inhibidores de corrosión o utilización de materiales de construcción especiales.

Por último, se ha planteado una alternativa para solventar la limitación del estrecho rango de solubilidad que poseen las soluciones acuosas de nitratos alcalinos. La modificación en la composición de la solución de nitratos alcalinos obtenida por Vargas *et al.* (2008), disminuye la línea de cristalización de la mezcla en alrededor de 20°C a las condiciones de operación establecidas. De esta manera permite mejorar sustancialmente el aprovechamiento del nivel térmico de la fuente de calor de alta temperatura, pues la utilización de esta nueva mezcla permite alcanzar temperaturas en el generador de la etapa de alta temperatura sin presentar problemas de corrosión en las corrientes más críticas.

Capítulo 5

Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

5.1. Introducción

En este capítulo se presenta el dispositivo experimental diseñado y construido para estudiar el proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos $\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$ en la proporción másica 53:28:19, respectivamente, llamada Alkitratos, en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales. El dispositivo permite estudiar la transferencia simultánea de calor y de masa en la película descendente de la solución acuosa de nitratos alcalinos que circula por la superficie externa de un haz de tubos horizontales.

En este capítulo se describen los componentes y circuitos que forman el equipo experimental, se detallan los instrumentos de medida necesarios para la adquisición de datos, se analizan los puntos más destacados del diseño previo y de la experiencia operacional y, por último, se harán algunos comentarios y recomendaciones del procedimiento experimental.

5.2. Dispositivo experimental

El banco de ensayos para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo, se ha diseñado y construido para poder operar el absorbedor y registrar sus datos de funcionamiento en distintas condiciones de operación de interés para el ciclo de refrigeración por absorción objeto de este estudio. En la figura 5.1 se presenta una fotografía del dispositivo experimental construido, y en la figura 5.2 se muestra el esquema general del equipo.

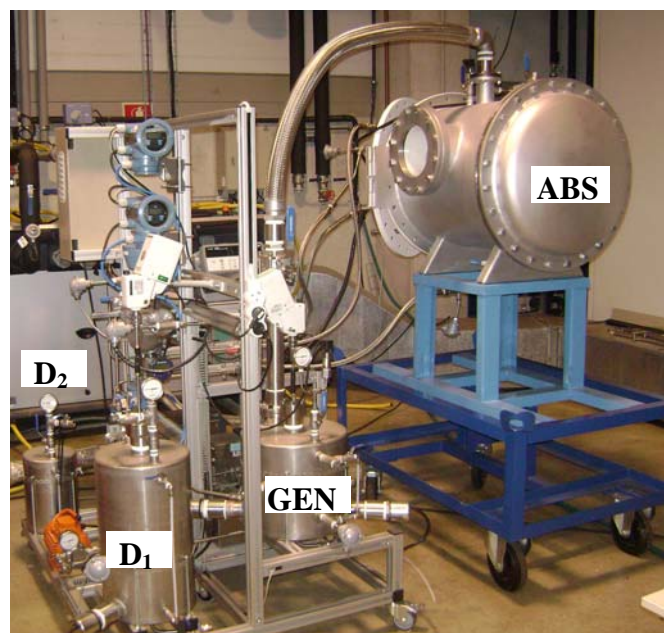


Figura 5.1. Fotografía del dispositivo experimental.

El dispositivo experimental se ha diseñado para poder trabajar en modo continuo en condiciones de estado estacionario. Además, se ha utilizado acero inoxidable como material de construcción para evitar posibles efectos de corrosión. Los componentes principales del dispositivo experimental son: el absorbedor (ABS), el generador (GEN), el circuito de la solución de nitratos alcalinos, el circuito de agua de enfriamiento, los depósitos (D_1 y D_2), la instrumentación y el sistema de adquisición de datos.

5.2.1. Absorbedor

El absorbedor es el componente más crítico en un ciclo de refrigeración por absorción, posee un complicado proceso de transferencia de calor y de masa, el cual tiene influencia significativa en su funcionamiento. El absorbedor de película descendente es generalmente el diseño más utilizado en las enfriadoras de agua de absorción que operan en condiciones de vacío, debido a que posee altos coeficientes de transferencia de calor y de masa en la región de la película de solución y las pérdidas de carga son aceptables para las condiciones de presión en estos equipos (Park *et al.*, 2003).

El absorbedor de la solución acuosa de nitratos alcalinos es el corazón del equipo experimental construido. La figura 5.3 (a,b) muestra las vistas exterior e interior de la construcción del absorbedor, y en la figura 5.4 se presenta una fotografía de la vista interna del absorbedor.

El absorbedor está formado por una cámara cilíndrica que contiene en su interior un haz de seis tubos de cobre alineados horizontalmente y conectados en serie, un distribuidor de solución a la entrada y una bandeja recolectora de solución a la salida del absorbedor. Por la superficie externa de los tubos circula de arriba hacia abajo la solución de nitratos alcalinos formando la película descendente, en co-corriente con el vapor de agua proveniente del generador. A la salida del absorbedor existe únicamente una corriente de solución más diluida que la solución de la entrada porque ha absorbido el vapor de agua.

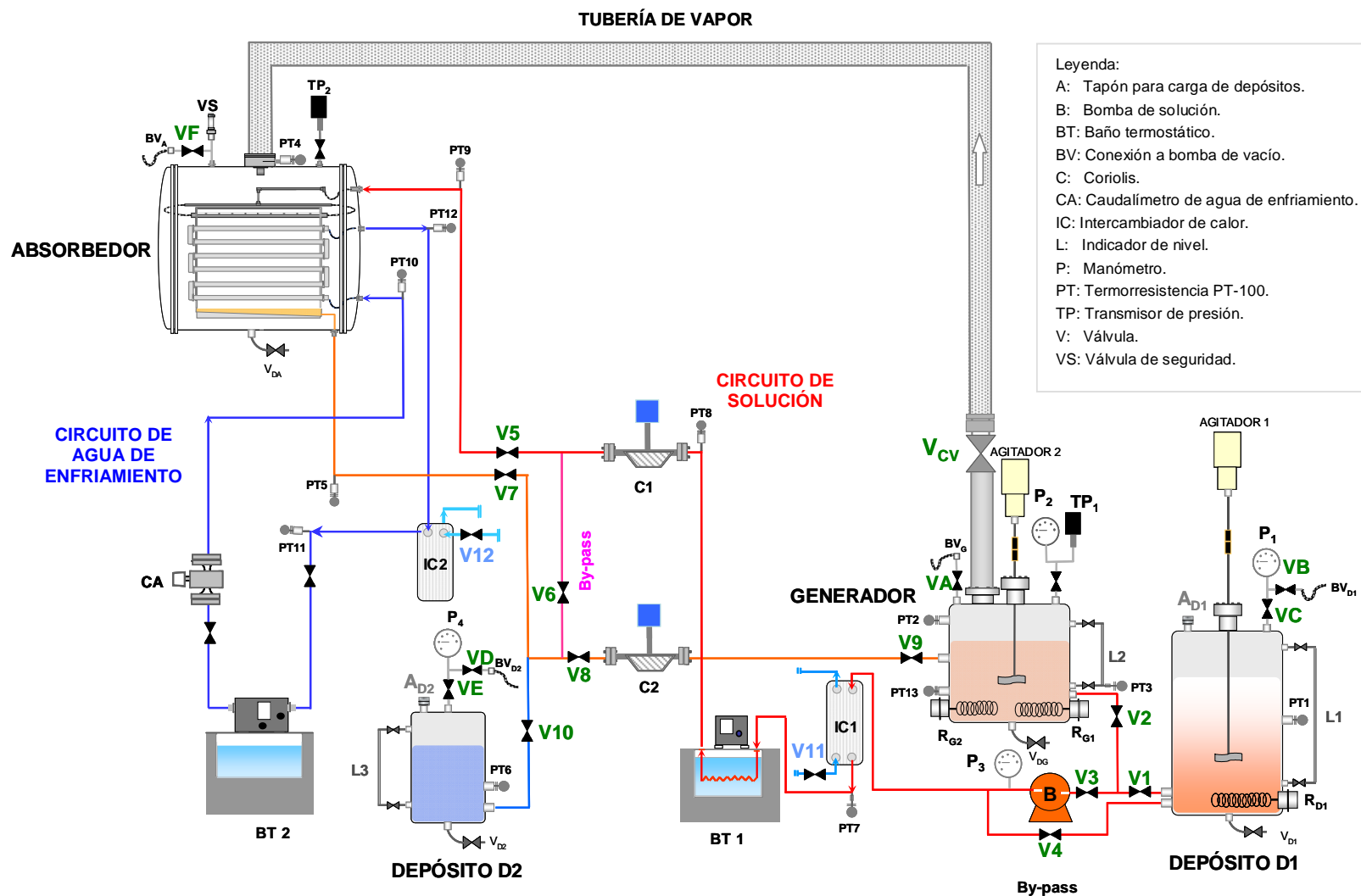


Figura 5.2. Esquema del dispositivo experimental.

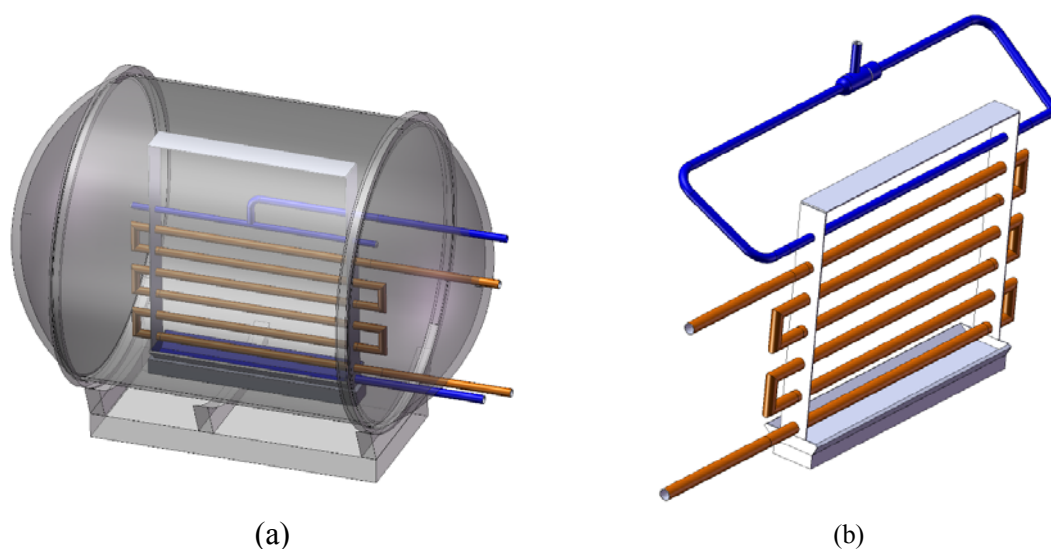


Figura 5.3. (a) Vista exterior de la cámara del absorbedor y del haz de tubos; (b) Haz de tubos, distribuidor de solución y bandeja de recolección de la solución.

La película descendente formada sobre la superficie externa de los tubos del absorbedor, se enfría con agua que fluye por el interior de los tubos que conforman el absorbedor, en contra-corriente con el caudal de solución. El agua de enfriamiento tiene como misión evacuar el calor de absorción (calor de condensación + calor de dilución) y permitir así que se mantenga el potencial para la transferencia de masa.

Los tubos que conforman el absorbedor tienen un diámetro externo de 16 mm y un espesor de 1 mm, estos tubos a su vez se han fijado con una separación entre ellos de 30 mm. Los tubos son de cobre y están conectados en serie por medio de la unión de dos codos de 90° en cada paso de tubo. A su vez, un soporte de acero inoxidable mantiene al haz de tubos completamente alineado, y también permite fijarlos a la cámara del absorbedor. El absorbedor tiene facilidades para el montaje y desmontaje del haz de tubos, en la parte inferior de la cámara está provisto de una barra deslizante que permite movilizar el soporte del haz de tubos y ajustarlo manualmente.

A pesar de que el diseño del absorbedor de película descendente es muy común por su practicidad y desempeño, presenta dos dificultades principales: deficiente mojado de los tubos y la necesidad de una buena distribución de la solución que entra al absorbedor. Un mojado deficiente de la superficie de los tubos y una mala distribución del líquido afectan directamente en la transferencia de calor y de masa durante el proceso de absorción. Para mejorar estos inconvenientes en primer lugar se ha realizado un tratamiento mecánico en la superficie externa de los seis tubos de cobre que conforman el absorbedor (figura 5.5), para proporcionarle una ligera rugosidad lo cual amplía el área de contacto, evita caminos preferenciales y mejora el mojado de los tubos, según se ha demostrado en estudios previos (Shoji y Zhang, 1994; Park *et al.*, 2003).

En segundo lugar, se ha realizado un estudio sistemático de diferentes configuraciones del sistema de distribución de solución a la entrada del absorbedor para obtener un diseño que permita garantizar la distribución uniforme del líquido a lo largo de los tubos del absorbedor. Las diferentes configuraciones del sistema de distribución de la solución que se estudiaron se detallan en la sección 5.5.

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

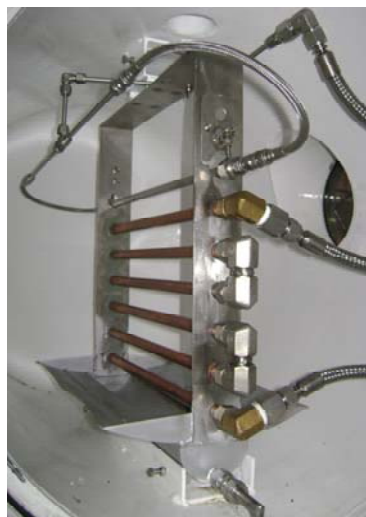


Figura 5.4. Fotografía de la vista interior del absorbedor.



Figura 5.5. Superficie externa de los tubos del absorbedor.

En la figura 5.4 se puede observar el distribuidor de solución integrado al soporte del haz de tubos del absorbedor. Las figuras 5.6 y 5.7 muestran la vista frontal y un corte transversal del distribuidor de solución, respectivamente, que ilustra su configuración. La configuración del sistema de distribución de solución finalmente implementada en el dispositivo experimental consiste en dos tubos concéntricos, con entrada de solución por cada uno de sus extremos. El tubo exterior de 12 mm de diámetro externo, cuenta con 39 ranuras pequeñas (7mm de largo y 2 mm de ancho) perforadas a láser y orientadas de tal manera que el líquido fluye impulsado hacia arriba. El tubo interno posee mayor longitud que el tubo externo y consiste de un tubo de 8 mm de diámetro externo cortado longitudinalmente por la mitad únicamente en la sección interna al tubo externo (figuras 5.6 y 5.7). La sección abierta del tubo interno está orientada hacia abajo. Esta configuración permite uniformizar la salida del líquido del distribuidor y obtener un flujo estable.

La solución acuosa de nitratos alcalinos proveniente del generador, entra a la cámara del absorbedor a través de un latiguillo de acero inoxidable de 1 pulgada (25.4 mm). El caudal de solución se divide en dos por una “T” de distribución que permite alimentar al distribuidor por ambos extremos. El líquido entra a través de cada extremo del tubo interno del distribuidor, y una vez el líquido llena el volumen total del distribuidor, rebosa por los orificios ubicados en la parte superior del tubo externo. El tubo externo del distribuidor, también posee un ligero tratamiento superficial, similar al aplicado a la superficie del haz de tubos del absorbedor, que permite evitar caminos preferenciales y mejorar la distribución de la solución, creando una película descendente homogénea y uniforme.

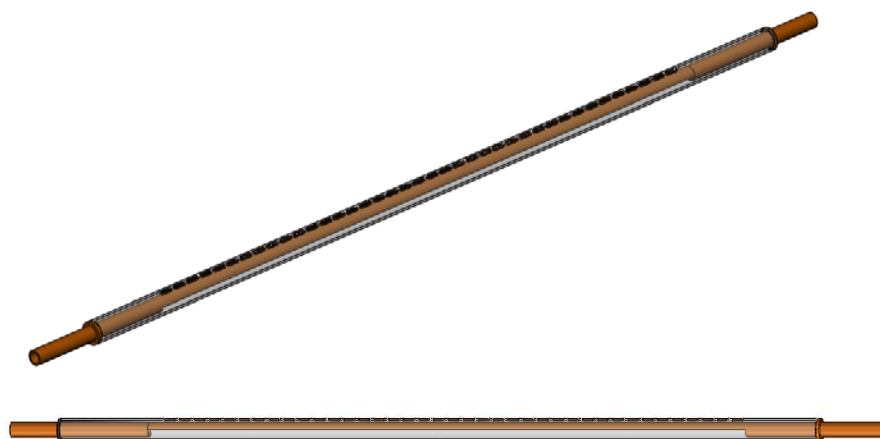


Figura 5.6 Dibujo esquemático del distribuidor de solución del absorbedor.

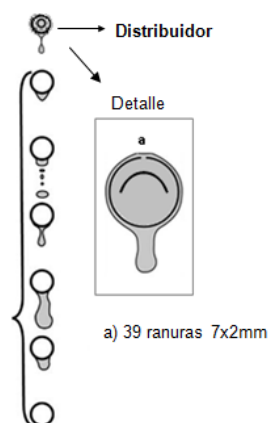


Figura 5.7. Dibujo esquemático del haz de tubos y distribuidor de solución del absorbedor.

La solución que desciende por el exterior del haz de tubos, se recoge en una bandeja de recolección de la misma longitud que los tubos y una capacidad máxima de 2.5 litros, situada en el fondo del absorbedor. La bandeja de recolección de solución posee una especie de aletas laterales con un ángulo de inclinación de 60° que permite ampliar su área y mejorar la recolección y drenaje de la solución.

Por otra parte, el vapor de agua proveniente del generador pasa a través de una tubería flexible de acero inoxidable AISI 316 y 2 pulgadas (50.80 mm) de diámetro interno, y entra directamente al absorbedor. Se utiliza diámetros grandes en la tubería de vapor (en comparación con el circuito de solución) para asegurar que la pérdida de carga del vapor sea la mínima posible, ya que, una ligera pérdida de presión en las condiciones de presión del sistema limita la absorción del vapor. La tubería dispone de una válvula de bola de acero inoxidable que permite cerrar el paso del vapor de agua hacia el absorbedor. La tubería de vapor está conectada tanto a la parte superior del generador y del absorbedor, por medio de juntas bridadas de 124 mm de diámetro exterior y 74 mm de diámetro interior. En la tabla 5.1 se resumen las dimensiones más importantes del absorbedor construido.

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

Tabla 5.1. Dimensiones de los componentes del absorbedor.

Dimensiones del absorbedor (cámara del absorbedor)	Longitud = 590 mm Diámetro exterior = 600 mm Diámetro interior = 575 mm Bridas: 4½ NPTH
Haz de tubos del absorbedor	Numero de tubos: 6 Diámetro exterior = 16 mm Espesor = 1 mm Espaciado entre tubos: 30 mm
Mirillas de borosilicato	Diámetro interior de la brida = 29.6 mm Diámetro exterior de la brida = 33.6 mm Diámetro de la mirilla = 257 mm Espesor de la mirilla = 15 mm Altura = 145 mm Altura (hasta centro de Mirilla superior) = 430 mm Altura (hasta centro de Mirilla inferior) = 200 mm
Distribuidor de solución	Diámetro exterior del tubo externo = 12 mm Diámetro interior del tubo externo = 10 mm Diámetro exterior del tubo interno = 8 mm Diámetro interior del tubo interno = 6 mm Orificios del tubo distribuidor: (7 x 2) mm Numero de orificios: 39 Espaciado entre los orificios: 3 mm
Bandeja de recolección de solución	Longitud = 400 mm Altura = 80 mm Ancho = 80 mm

Además, el absorbedor, se ha diseñado para poder realizar la inspección visual de la película descendente, por lo cual posee dos bridas de 340 mm de diámetro exterior y 200 mm de diámetro interior, que contienen unas mirillas de vidrio de borosilicato transparente que permiten visualizar la película descendente y comprobar que no se produzcan anomalías en la misma. Las mirillas de 257 mm de diámetro y 15 mm de espesor, están ubicadas a los laterales del absorbedor (una opuesta a la otra) y poseen un procedimiento de templado de aire a presión, con el fin de aumentar su resistencia mecánica y térmica (soportan una presión máxima de trabajo de 2.8 bar a una temperatura máxima de 250°C).

Además de la entrada de vapor, la cámara del absorbedor también posee en la parte superior dos tomas, en una de ellas está instalado el transmisor de presión del absorbedor y en la otra toma está conectada la válvula de seguridad del equipo y la toma de vacío (BV_A). Asimismo, la zona inferior del absorbedor cuenta con dos tomas, una de ellas para la salida de la solución diluida proveniente de la bandeja de recolección, y la otra toma con una válvula (V_{DA}) normalmente cerrada que permite el drenaje del absorbedor. También uno de los lados de la cámara del absorbedor dispone de 3 tomas, las cuales corresponden a la entrada de la solución y la entrada y la salida del agua de enfriamiento al absorbedor.

5.2.2. Generador de vapor

El generador de vapor consiste en un depósito cilíndrico de acero inoxidable, de 350 mm de diámetro interior y 320 mm de altura, con una capacidad de 30 litros. En la figura 5.9 se muestra una fotografía del generador. El generador es el encargado de suministrar el vapor de agua que entra al absorbedor, lo cual se consigue a través del calentamiento de la solución contenida en el depósito por medio de dos resistencias eléctricas. En el fondo del generador, en contacto con la solución, se encuentran las dos resistencias térmicas (R_{G1} y R_{G2}) con una potencia calefactora de 2 kW cada una.

La temperatura de la solución en el generador se mide con dos termorresistencias PT-100 (PT-2 y PT-3) colocadas en la fase vapor y en la fase líquida, respectivamente. La presión de operación en el absorbedor se controla a través de la temperatura de la solución en el generador. Esta temperatura, a su vez, se controla por un regulador proporcional integral derivativo PID de acción sencilla OSAKA modelo OK-31. El control de la temperatura del depósito permite mantener la presión de operación requerida en el absorbedor.

La solución concentrada que entra al absorbedor se toma también del generador, la bomba de solución le proporciona la presión necesaria para combatir la altura y las pérdidas de carga hasta la entrada del absorbedor. Asimismo, la solución diluida que abandona el absorbedor retorna al generador.

El generador de vapor cuenta en su parte superior con un agitador mecánico de cabezal que permite mantener uniforme la temperatura dentro del depósito y favorece a la disolución de las sales. El agitador, marca Heidolph modelo RZR-1, consiste en un motor de regulación mecánica, un eje portavarillas de acero inoxidable con una placa de agitación de alto rendimiento para fluidos viscosos y suspensiones sólidas.

Para adaptar el agitador de varilla rotatoria al depósito generador, manteniendo los requisitos de estanqueidad del equipo, fue necesaria la instalación de dos componentes: una junta rotatoria Turcon[®] Roto Variseal[®] para garantizar el servicio del agitador rotativo, alternativo y estático; y una rótula mecánica sencilla en el eje o varilla del agitador, para evitar los efectos de pandeo de la varilla, de manera que corrige los movimientos relativos de la varilla dentro de cierto ángulo. La junta Roto Variseal[®] es una junta de simple efecto para eje, que consta de un cuerpo de junta asimétrico en forma de U, en el cual se inserta como elemento activador un muelle metálico en forma de V (figura 5.9). La junta se sostiene axialmente mediante una brida, lo que impide que gire junto al eje. A baja presión, el muelle metálico proporciona la principal fuerza de estanquidad. A medida que se incrementa la presión del sistema, la principal fuerza de estanquidad se consigue por la misma presión del sistema, y asegura una junta estanca desde cero hasta altas presiones.

Cabe destacar que el generador de vapor posee un total de 8 tomas: 4 en la parte superior, 3 en los laterales y 1 en el fondo del generador. En la parte superior está ubicada la conexión con la tubería de vapor, otra toma donde se encuentra la junta rotativa para la conexión del agitador y otras dos tomas, una para la medición de presión del generador (manómetro y transmisor de presión) y otra para la toma de vacío (BV_G). A los lados del generador se ubican las dos tomas para el indicador de nivel (L_2), dos tomas para los indicadores de temperatura (PT2 y PT3), dos tomas para las resistencias eléctricas (R_{G1} y R_{G2}) y dos tomas superior e inferior para la entrada y salida de

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

solución, respectivamente. Finalmente, en el fondo del depósito se encuentra una toma con su respectiva válvula para el drenaje del equipo.

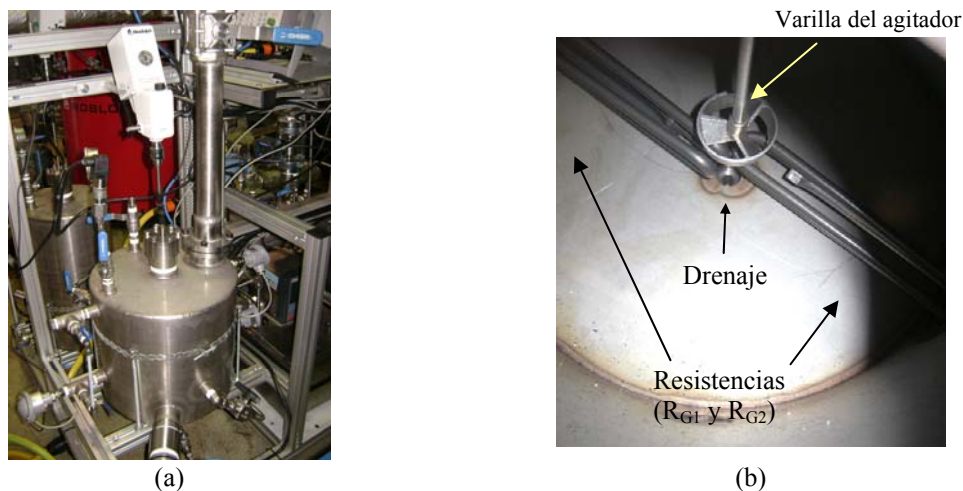


Figura 5.8. Fotografías del depósito generador de solución: (a) exterior; (b) interior.



Figura 5.9. Esquema de la junta rotativa Turcon® Roto Variseal®.

5.2.3. Circuito de solución

El circuito de la solución constituye el circuito principal del dispositivo experimental. Está compuesto por una bomba (B) que desplaza el caudal de solución desde la parte inferior del generador hasta el distribuidor de solución en la parte superior del absorbedor, a 1.7 m de altura; un intercambiador de calor enfriado con agua de red (IC1) y un baño termostático (BT1), los cuales permiten enfriar y controlar la temperatura de entrada de la solución al absorbedor, y dos medidores de caudal másico tipo coriolis (C1 y C2). La tubería que conecta a todos los componentes es de acero inoxidable 316L y 1/2 pulgada de diámetro. El diámetro de tubería del circuito de solución es pequeño debido a los bajos caudales de solución necesarios para formar una película descendente en el interior del absorbedor.

La bomba del circuito de solución (B) es una bomba autocebante, de velocidad variable fabricada en acero inoxidable 316, con una sola pieza móvil, sin engranajes y que posee una turbina con paletas (E.D.P.M.), apropiada para líquidos viscosos y corrosivos, y resistente hasta temperaturas del fluido de 120°C, de potencia 0.25 kW y 1500 rpm (figura 5.10). El caudal volumétrico de solución que circula está regulado por un convertidor de frecuencia ABB modelo ACS 150, que permite variar la velocidad de rotación del eje de la bomba. A la máxima velocidad de rotación del motor, 1500 rpm,

la bomba puede desplazar unos 20 l.min^{-1} con un ΔP de 3 bares entre aspiración e impulsión.

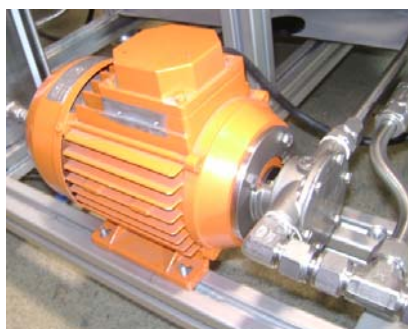


Figura 5.10. Bomba de circulación de la solución.

En cuanto al control de temperatura, el intercambiador de calor IC1 y el baño termostático BT1 permiten ajustar y mantener la temperatura de solución entrante al absorbedor (figura 5.11). El IC1 es un intercambiador de placas, marca Alfa Laval modelo Alfa Nova 14, el cual utiliza agua de red para enfriar la solución concentrada. El enfriamiento se realiza a unos 10°C por debajo de la temperatura requerida a la entrada del absorbedor. La temperatura a la salida de intercambiador IC1, medida con una termoresistencia PT-100 (PT7), es una variable muy importante, porque permite evitar la cristalización de la solución que se puede presentar si la solución se enfría demasiado, y de esta manera permite verificar que esta temperatura siempre supere un margen de seguridad (10°C) con respecto a la temperatura de cristalización de la solución. Por ello, se lleva a cabo mediante el BT1 un control más fino de la temperatura de solución a la entrada al absorbedor (figura 5.11.b). El BT1 es un baño termostático marca Huber Modelo CC-208B de 1.5 kW de potencia, que tiene integrado un serpentín por el cual circula la solución sumergido en el líquido termostatizador del baño. El líquido termostatizador del baño BT1 consiste de un fluido especial (Bath Liquid-Synth 260) producido principalmente de una base de hidrocarburos marca Thermo Fisher Scientific, cuyas propiedades permiten controlar la temperatura de manera estable en el rango $0\text{-}260^\circ\text{C}$ sin degradarse ni evaporarse. Las propiedades del fluido termostatizador se han resumido en la tabla 5.2.



(a)



(b)

Figura 5.11. Equipos para el control de temperatura del circuito de solución: (a) intercambiador de calor, IC1, (b) baño termostático BT1.

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

Tabla 5.2. Propiedades del fluido termostatizador del baño termostático BT1.

Característica	Rango
Rango de temperaturas de operación (°C)	0-260
Viscosidad a 20°C (mPa.s)	140
Densidad a 20°C (kg.m ⁻³)	1030
Calor específico (kJ.kg ⁻¹ C ⁻¹)	2
Color	Incoloro y transparente
Punto de ignición (°C)	275

Asimismo, el baño termostático BT1 tiene la particularidad de controlar su potencia calorífica en función de la sonda de temperatura (PT8) ubicada a la salida del serpentín del BT1 por donde circula la solución, a diferencia de los baños termostáticos comunes, que establecen su control de temperatura en función de la temperatura interna del baño. Esto permite mejorar el control de temperatura y la respuesta del controlador PID integrado al baño termostático.

Los coriolis 1 y 2, se utilizan para medir el caudal másico, la densidad y la temperatura de la solución. Además de medir con alta precisión el caudal másico, los coriolis son medidores precisos de la densidad y la temperatura, y a partir de éstas, se puede obtener implícitamente la concentración de la solución acuosa de nitratos alcalinos. En el apartado 5.3.1 se describen sus características con más detalle.

Otro aspecto importante del circuito de solución, es que dispone de una tubería (by-pass) que permite desviar la circulación de la solución que pasa por el absorbedor (figura 5.2), esto permite establecer las condiciones de los ensayos antes del inicio de los mismos. De esta manera, la solución circula a través del by-pass hasta que se establezcan las condiciones correspondientes al ensayo a realizar (concentración, caudal y temperatura) y una vez alcanzadas las condiciones de operación deseadas se da paso a la circulación de la solución a través del absorbedor.

5.2.4. Circuito de agua de enfriamiento del absorbedor

El circuito de agua de enfriamiento tiene como misión evacuar el calor de absorción y permitir así que se mantenga un grado de subenfriamiento de la solución que asegure que no se detenga el proceso de transferencia simultánea de calor y de masa. Se trata de un circuito cerrado que utiliza agua como fluido de enfriamiento y que está formado por un intercambiador de calor (IC2), un baño termostático (BT2) y un caudalímetro (CA). La tubería que conecta los diferentes equipos es de acero inoxidable y tiene un diámetro externo de ½ pulgada.

El agua de enfriamiento se introduce por el interior del último tubo del absorbedor y circula por el interior del haz de tubo hasta llegar al primer tubo y posteriormente abandona el absorbedor. Debido a que el proceso de absorción es exotérmico, el agua de enfriamiento sufre un aumento de temperatura de 4-12 °C al disipar el calor de absorción. Para reducir la temperatura del agua de enfriamiento se emplea un intercambiador de calor de placas (IC2) marca Swep, modelo B5 HK (figura 5.12.a). El intercambiador de calor IC2 utiliza agua de red en flujo en contracorriente con la

entrada del agua a enfriar. Se utiliza esta configuración de intercambiador debido a sus elevadas prestaciones en cuanto a eficacia y tamaño reducido, capaz de intercambiar más de la potencia máxima requerida por el absorbedor (2.5 kW).

Además de reducirle la temperatura al agua de enfriamiento, se requiere que las condiciones de entrada del agua al absorbedor permanezcan constantes, por lo cual es necesario un control riguroso de la temperatura. El agua de enfriamiento se enfría en el intercambiador de calor IC2 por debajo de la temperatura que se requiere a la entrada del absorbedor, de manera que el control de temperatura se realiza en el baño termostático BT2, por calentamiento. El baño termostático (BT2) es de acero inoxidable marca Huber modelo CC-308B, de 3 kW de potencia, el cual mantiene la temperatura del agua de enfriamiento a la temperatura deseada (figura 5.12.b). El baño termostático BT2 también cumple la función de hacer circular el agua con una bomba interna que permite descargar un caudal máximo de 33 l.min^{-1} , lo cual permite mantener en circulación continua el agua de enfriamiento desde el baño termostático ubicado a nivel del suelo hasta el absorbedor a 1.7 m de altura.



(a)



(b)

Figura 5.12. Equipos para el control de temperatura del circuito de enfriamiento: (a) intercambiador de calor tipo placas IC2; (b) baño termostático BT2.

El caudal del agua de enfriamiento que circula por el interior del haz de tubos del absorbedor se mide a través de un caudalímetro volumétrico Tecnofluid modelo Covol CP420LC, ubicado a la salida del BT2. El control del caudal se realiza mediante el ajuste de la descarga de la bomba del BT2.

5.2.5. Depósitos

El dispositivo experimental cuenta con dos depósitos auxiliares: el depósito de preparación de solución (D_1) y el depósito de control de concentración (D_2), los cuales se describen a continuación.

5.2.5.1. Depósito de preparación de solución (D_1)

El depósito D_1 es un depósito cilíndrico de acero inoxidable que permite realizar la preparación de la solución que se emplea en el dispositivo experimental para la

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

realización de ensayos y también para vaciar el equipo en caso de parada. Este depósito tiene 500 mm de alto, 286 mm de diámetro exterior y un volumen total de 30 l (figura 5.13).

El depósito D_1 se ha diseñado para preparar y almacenar unos 25 litros de solución, el volumen restante se requiere para realizar la presurización del depósito con nitrógeno cuando el procedimiento lo requiera (sección 5.7.2.3. Llenado del generador). También, el volumen de solución puede aumentar durante el desarrollo de las pruebas experimentales, debido a la introducción de agua en el ajuste de la concentración (sección 5.7.2.4. Fijar concentración de la solución), por lo cual el depósito D_1 debe tener la capacidad de almacenar cantidades de solución mayores a la carga inicial durante el arranque.



Figura 5.13. Fotografía del depósito de preparación de solución D_1 .

Cabe destacar, que la solución contenida en el depósito D_1 se preparó a una concentración másica total en sales del 70%. A esta concentración la solución de nitratos alcalinos tiene una temperatura de cristalización de 50°C (Vargas *et al.*, 2008), para evitar la cristalización de las sales se ha dispuesto en el fondo del depósito (en contacto con el líquido) una resistencia eléctrica de inmersión (R_{D1}) de potencia 2 kW para mantener la temperatura de la solución por encima de la temperatura de solubilidad de la mezcla. La temperatura del depósito D_1 se mide por una termorresistencia de platino PT-100 (PT1) y se controla por un interruptor encendido-apagado de la resistencia (R_{D1}) ubicado en el cuadro de mando. También, para facilitar la disolución de las sales en la etapa de preparación de la solución y para garantizar la homogeneidad de la solución antes de traspasarla al generador de vapor, el depósito D_1 tiene instalado en su parte superior un agitador mecánico de varilla, con un junta rotatoria y rótula, igual al utilizado en el generador de vapor (sección 5.2.2).

Además, en la tapa superior el depósito D_1 dispone de una toma para la introducción de los reactivos y otra toma a la cual está conectado un manómetro (P_1) para visualizar la presión del depósito durante del proceso de carga del generador (sección 5.7.2.3. Llenado del generador). En los laterales tiene un visor de nivel de líquido (L_1), una termorresistencia (PT-1) y dos tomas con sus respectivas válvulas para la salida o entrada de la solución. Una de las tomas laterales posee una válvula de aguja ($V1$) en la línea que conecta al depósito D_1 con el generador y la otra toma con la válvula ($V4$) en

la línea que sirve de bypass de la bomba de solución. En el fondo del equipo, se encuentra la válvula de drenaje (V_{DA}) normalmente cerrada que permite la evacuación en caso de parada.

5.2.5.2 Depósito de control de concentración de solución (D_2)

El depósito D_2 es otro depósito cilíndrico de 300 mm de alto y 200 mm de diámetro interior, con 10 litros de capacidad. El depósito D_2 permite controlar la concentración de Alkitratos en el circuito de solución, su función es almacenar el agua que habrá de añadirse al circuito de solución para reducir su concentración durante los ensayos, y también almacena el agua que debe retirarse del circuito cuando sea necesaria una concentración mayor (Sección 5.7.2.4.). En la figura 5.14 se muestra una fotografía del depósito D_2 .



Figura 5.14. Fotografía del depósito de control de la concentración de solución, D_2 .

La solución de nitratos alcalinos se prepara en el depósito D_1 a una concentración másica total de 70%. Para realizar ensayos a otras concentraciones se varía la concentración añadiéndole o retirándole agua del circuito de solución. El depósito D_2 es capaz de almacenar la cantidad de agua máxima que se deba añadir o retirar del circuito de solución. Por lo tanto, el depósito D_2 se ha diseñado teniendo en cuenta que la solución se prepara inicialmente a una concentración másica del 70% (sección 5.7.2.2). A esta concentración y a 70°C , la solución tiene una densidad de $1550 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ (Abdelmassih, 2009) y el volumen total de solución en el generador es de 20 litros de solución. La masa inicial es de 31 kg, de los cuales 21.7 kg son de ($\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$), 9.30 kg restante son de agua (tabla 5.3). Teniendo en cuenta que la cantidad de sales en el circuito de solución se mantiene constante a continuación se calcula la cantidad de agua total necesaria en la solución para las concentraciones máxima y mínima. De la tabla 5.3 se deduce que el depósito D_2 debe ser capaz de almacenar más de 8.15 kg de agua (diferencia entre las cantidades de agua requerida para las dos concentraciones límites).

Además, el depósito D_2 cuenta en su parte superior, con una toma para añadir agua y otra a la cual está conectada un manómetro y un juego de válvulas para la conexión con la bomba de vacío (BV_{D2}) cuando se requiera extraer el agua del sistema. Esta última toma también permite conectar el depósito D_2 con el recipiente de nitrógeno seco

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

necesario para la presurización durante el procedimiento de añadir agua al circuito de solución (sección 5.7.2.4.). Además cuenta con un indicador de nivel (L_3), que permite observar la cantidad de agua dentro del depósito.

Tabla 5.3. Cantidad de agua necesaria en la solución a diferentes concentraciones.

Cantidad de sales en el circuito de solución ($\text{LiNO}_3 + \text{KNO}_3 + \text{NaNO}_3$)	$m_{s,1} \cdot x_1 = m_{s,2} \cdot x_2 = 31.0 \text{ kg}$
Cantidad de agua a la concentración mínima (70%):	9.30 kg
Cantidad de agua a la concentración máxima (95%):	1.15 kg

5.2.6. Sistema de vacío

Debido a las características del ciclo de refrigeración por absorción con la solución de nitratos alcalinos, tanto el circuito de solución, como el generador y el absorbedor deben permanecer por debajo de la presión atmosférica, por lo que resulta imprescindible realizar vacío en el dispositivo experimental antes de proceder a la puesta en marcha del mismo.

Para evacuar el sistema hasta las condiciones de presión de operación se ha seleccionado una bomba de vacío de paletas rotativas marca Rietschle, Modelo V-VCA 40, con una capacidad de aspiración de $48 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ de gas y 0.05 kPa de vacío máximo. La evacuación de los incondensables puede realizarse por dos tomas: en la parte alta del absorbedor (BV_A) y del generador (BV_G). También se puede conectar la bomba de vacío al depósito D_1 (BV_{D1}) y D_2 (BV_{D2}) para los casos en que se requiera disminuir la presión dentro de los depósitos para favorecer la circulación de líquido hacia estos depósitos.

5.3. Dispositivos de medida

El dispositivo experimental dispone de equipos de medición de la temperatura, presión, caudal y densidad en distintos puntos. En este apartado se detallarán todos los equipos de medida que posee la instalación experimental diseñada.

5.3.1. Caudales

Se han utilizado dos caudalímetros másicos de tipo Coriolis MicroMotion (figura 5.15) para la medida del caudal en el circuito de solución en el intervalo $0\text{-}2700 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, modelo del sensor FC25S y transmisor de densidad y caudal multi-variable modelo 2700. Además del caudal másico, miden también la densidad y la temperatura de la solución, con una incertidumbre en la medida del caudal de 0.2%, en la medida de la densidad de $2 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ y 0.01°C en la medida de la temperatura. Además poseen un convertidor Hart a 4-20mA marca Rosemount Emerson que permite la comunicación con el sistema de adquisición de datos.

Para medir el caudal del agua de enfriamiento se ha utilizado un caudalímetro volumétrico Tecnofluid (figura 5.16), modelo Covol CP420LC de acero inoxidable con un rango de 0-350 l.h⁻¹ y una precisión del 0.8% sobre el fondo de escala.

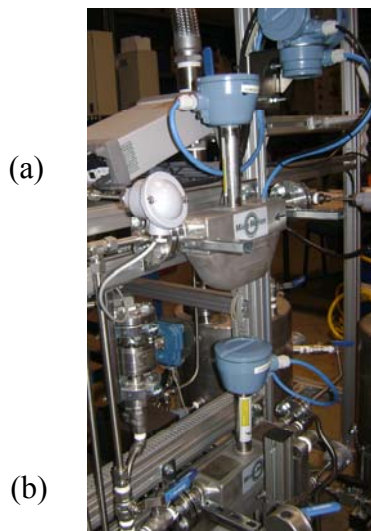


Figura 5.15. Caudalímetros másicos de tipo coriolis de la instalación experimental: (a) C1; (b) C2.



Figura 5.16. Caudalímetro volumétrico para el agua de enfriamiento.

5.3.2. Concentración de solución

Los caudalímetros másicos de tipo coriolis que se han mencionado anteriormente, también permiten determinar de manera indirecta la concentración de la solución a la entrada y la salida del absorbedor. La concentración de la solución se determina a partir de la densidad de la solución y su temperatura, mediante la correlación de la densidad de una solución acuosa de nitratos alcalinos en función de la temperatura y la concentración (Capítulo 3, sección 3.2.3).

5.3.3. Temperatura

Para medir todas las temperaturas del sistema se han colocado termoresistencias de platino PT100 marca Aplitex de 4 hilos con tolerancia DIN 1/3. El dispositivo experimental dispone de 13 puntos de medición de temperaturas para poder realizar los balances de energía y control de los equipos y para evitar la cristalización de la solución:

- Entrada y salida de la solución del absorbedor.
- Entrada y salida del agua de enfriamiento del absorbedor.
- Entrada del vapor de agua al absorbedor.
- Salida de los intercambiadores de calor y del baño termostático BT1.
- En todos los depósitos.

Para aumentar la precisión de las sondas de temperatura se ha llevado a cabo una calibración en el intervalo de temperaturas de trabajo (0-180°C) siguiendo el protocolo

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

de calibración de termómetros industriales (Laboratorio de Propiedades Termofísicas CREVER, 2009). Como temperatura de referencia se ha tomado la de una termoresistencia de precisión DIN 1/10 calibrada en un laboratorio acreditado de la Universidad de Valladolid, siendo la incertidumbre de la calibración de ± 10 mK. La lectura de las temperaturas se ha realizado en el termómetro de precisión F250 Mk II. La incertidumbre en el valor de las temperaturas asociada al conjunto termómetro sondas calibradas es de $\pm 0.02^\circ\text{C}$.

5.3.4. Presión

La presión de operación del absorbedor y del generador se miden con dos transmisores de presión Meitesch que miden en el intervalo de 0-5 bar absolutos (figura 5.17). Estos sensores están situados en la parte superior tanto del absorbedor como del generador, y poseen una precisión de 0.04 % del fondo de escala. Los materiales en contacto con el fluido de proceso son de acero inoxidable AISI-316L, con el fin de evitar cualquier tipo de corrosión por el vapor de agua. El material de la junta es de Acrilnitrilo butadieno.

Ambos transmisores de presión también permiten estimar la presencia de incondensables, si se presenta una desviación entre la presión leída por el transmisor de presión y la presión de saturación en las condiciones de temperatura y concentración de solución en el generador, la diferencia entre ambas se atribuye a la presencia de incondensables.

También, se han utilizado 3 manómetros de vacío de menor precisión marca Nuova Fima serie “inox” MGS18-DN 63 con un intervalo de -1 a 5 bar absolutos para monitorizar la presión en el generador, el depósito de preparación de solución D_1 , en el depósito de control de concentración D_2 y en el bypass de la bomba. El objetivo principal de estos manómetros es indicar un valor aproximado de la presión, no son utilizados para cálculos por lo cual son de menor precisión.

Cabe destacar que todos los medidores de presión (así como también el resto de los componentes) colocados en el dispositivo experimental deben ser capaces de soportar presiones por encima del rango de medida, mayores a las presiones atmosféricas que se alcanzarán cuando se presurice el depósito al introducir nitrógeno seco.



(a)



(b)

Figura 5.17. Transmisores de presión (a) en el generador; (b) en el absorbedor.

5.3.5. Indicadores de nivel

Los depósitos D_1 , D_2 y el generador de vapor llevan indicadores de nivel (L_1 , L_3 y L_2 , respectivamente) con el fin de visualizar la altura del nivel de líquido que contienen en su interior (figura 5.18). Para el generador y el depósito D_1 , es indispensable la visualización del nivel de líquido para garantizar que las resistencias eléctricas estén completamente sumergidas en el líquido. En el caso del indicador de nivel L_3 del depósito D_2 , su objetivo es estimar la cantidad de agua que se requiere introducir o retirar del circuito de solución en el procedimiento de fijar la concentración de solución (sección 5.7.2.4). Sin embargo, el cálculo exacto de la cantidad de agua que se añade o se extrae del circuito se determina a partir de la concentración de solución que miden los caudalímetros másicos de tipo coriolis. Las mediciones de nivel L_1 , L_2 y L_3 se utilizan para visualización y evaluación, no son empleadas en cálculos, por lo cual son de menor precisión.

Los indicadores de nivel consisten en tubos de $\frac{1}{4}$ de pulgada de diámetro fabricados en Nylon, capaces de soportar las altas temperaturas del proceso, conectados a codos y válvulas de acero inoxidable de $\frac{1}{4}$ de pulgada que se ubican a los laterales de cada depósito.

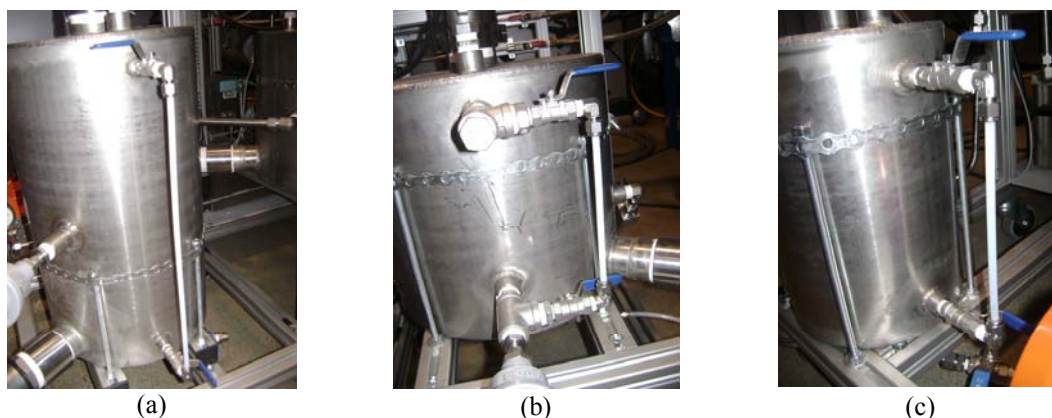


Figura 5.18. Indicadores de nivel: (a) L_1 : Depósito D_1 ; (b) L_2 : Generador; (c) L_3 : Depósito D_2 .

5.3.6. Regulador electrónico de la temperatura del generador

Como se ha mencionado anteriormente, la presión de operación del absorbedor se controla a través de la temperatura de la solución en el generador. El regulador de temperatura del generador es el responsable de controlar la potencia de las resistencias eléctricas (R_{G1} y R_{G2}) del generador en función de la temperatura medida por la PT3 ubicada en la fase líquida del generador. Este regulador consiste en un controlador electrónico digital con regulación proporcional integral derivativo PID de acción sencilla de marca OSAKA modelo OK-31 (figura 5.19). El control PID del instrumento optimiza la regulación en caso de perturbaciones en el proceso.

El regulador de temperatura está ubicado en el cuadro de mando eléctrico del dispositivo experimental. El valor de la temperatura del generador, queda visualizado en la interfase del regulador.

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

5.3.7. Convertidor de frecuencia

El caudal de solución a la entrada del absorbedor es una de las variables de mayor interés en la operación del absorbedor y en el desarrollo de la película descendente. La bomba de solución es la responsable de trasladar el caudal de solución desde el generador de vapor hasta el absorbedor. Para regular la velocidad giratoria del motor de la bomba se ha empleado un convertidor de frecuencia ABB modelo ACS150. Este dispositivo permite fijar la velocidad de giro del motor eléctrico de la bomba, variando desde cero hasta velocidades requeridas y observar la frecuencia en su pantalla.

A pesar de que el caudal de solución se ajusta a través del convertidor de frecuencia, el valor del caudal de solución a las condiciones de operación fijadas se registra a través del caudalímetro másico (coriolis 1).



Figura 5.19. Regulador electrónico digital empleado para el control de la temperatura del generador.



Figura 5.20. Convertidor de frecuencia de la bomba de solución.

5.3.8. Sistema de adquisición de datos

El sistema de adquisición de datos recopila todas las variables registradas mediante los equipos de medida mencionados anteriormente. Las señales de todos los equipos se han conectado al adquisidor de datos Agilent 34972 (figura 5.21), y éste a su vez a un ordenador con un software que permite visualizar, manipular y registrar las variables de interés para los cálculos y análisis posterior.



Figura 5.21. Sistema de adquisición de datos de la instalación experimental.

5.4. Aspectos de diseño

En este apartado se presentan los aspectos considerados en el diseño del dispositivo experimental. Para ello, en una primera etapa, se han establecido los intervalos de variación de las variables (temperaturas, presiones, caudales) bajo las cuales opera el dispositivo experimental. La determinación de estos intervalos se basa en la simulación termodinámica del ciclo de refrigeración por absorción con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo (capítulo 4, sección 4.4.4). La tabla 5.4 recopila los intervalos de variación de las condiciones de operación del dispositivo experimental.

A continuación se presentan los aspectos más destacados que se han tenido en cuenta el diseño del dispositivo experimental.

Tabla 5.4. Intervalos de variación de las condiciones de operación.

Variable	Rango de Variabilidad
Carga térmica del absorbedor	0-2500 W
Caudal de solución	0-65 kg h ⁻¹
Temperatura de solución a la entrada del absorbedor	90-110 °C
Concentración en sales de la solución a la entrada del absorbedor	82, 75%
Temperatura de entrada del agua de enfriamiento al absorbedor	70-90°C
Caudal del agua de enfriamiento en el absorbedor	0-240 l.h ⁻¹
Presión de operación del absorbedor	30.0-35.0 kPa

5.4.1. Materiales

- Para evitar posibles efectos de corrosión se ha utilizado acero inoxidable como material de construcción en todos los elementos del dispositivo experimental: circuito de solución, tubería de vapor, circuito de agua de enfriamiento, depósitos, generador, intercambiadores de calor y baños termostáticos.
- Las juntas son de teflón.
- La cámara de vacío de absorbedor emplea como material de construcción acero al carbono. Sin embargo, para evitar posibles efectos de corrosión, la superficie interna de la cámara se ha cubierto de dos tipos de pinturas específicas para este tipo de aplicación. En primer lugar, se revistió la superficie interna de la cámara de vacío con dos capas de una pintura antioxidante; con un período de secado de 12 horas entre la aplicación de ambas capas. Esta pintura anticorrosiva de color gris cumple la función de inhibir la oxidación de la cámara y también proporcionar una superficie adecuada para la aplicación de la otra pintura. Este primer tipo de pintura se constituye por componentes químicos tales como el silicato de sodio (que inhibe la corrosión), y el ácido etilendiaminotetraacético (EDTA) que tiene la función primordial de proteger el acero, y para ello, no sólo se adhiere a la superficie, sino que procura reaccionar químicamente con la superficie metálica con la que toma contacto para modificarla y compenetrarse químicamente. Posteriormente se aplicó el segundo tipo de pintura que consiste de un esmalte de poliuretano y acrílico que otorga un acabado liso y de color blanco de la

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

superficie interna. El tiempo de secado es de 24 horas. Esta pintura le proporcionó a la superficie de la cámara la resistencia térmica a las altas temperaturas de operación.

5.4.2. Tamaño y configuración del absorbedor

- Se ha definido la carga térmica máxima del absorbedor, y a partir de esta magnitud se ha diseñado el resto de la instalación. Se ha establecido una potencia de 2500 W, este criterio se estableció en base al montaje experimental de Miller (1999). Una vez fijada esta base de partida, se fijaron el resto de las dimensiones de los equipos del dispositivo experimental para cubrir las necesidades de un absorbedor de hasta 2500 W de carga térmica.
- El sistema de distribución de la solución a la entrada del absorbedor debe conseguir una película homogénea que moje toda la superficie interior del tubo (sección 5.5).
- El absorbedor debe estar perfectamente alineado para que no se produzcan anomalías de la película descendente.

5.4.3. Circuito de solución

- La tubería del circuito de solución se ha elegido de ½ pulgada de diámetro a pesar del bajo caudal que generalmente emplean los sistemas de película descendente. Las tuberías de diámetros menor a ½ pulgada pueden presentar problemas con la soldadura, introducción de sondas, conexión con los accesorios para su colocación.
- Para los diseños de absorbedor de película descendente, resulta imprescindible que la bomba sea capaz de suministrar un flujo continuo (sin pulsaciones) para evitar las alteraciones en la hidrodinámica de la película descendente de solución.

5.4.4. Circuito de agua de enfriamiento

Teniendo en cuenta que el caudal máximo que circula por el circuito de agua de enfriamiento del absorbedor es del orden de 240 l.h^{-1} , se ha considerado un diámetro de ½ de pulgada. Así la velocidad máxima en el circuito será de 0.9 m.s^{-1} correspondiente al caudal máximo, la cual será menor a medida que disminuya el caudal.

5.4.5. Sistema de vacío

La bomba de vacío es sin duda uno de los elementos principales del dispositivo experimental construido, porque resulta imprescindible realizar el vacío en la instalación experimental.

5.5. Estudio sistemático de la configuración del distribuidor de solución

El distribuidor de solución constituye el elemento principal para asegurar una distribución uniforme del líquido y la formación de la película descendente. En esta sección se presentan los diseños que se han ensayado y los criterios considerados para la elección del distribuidor de solución de nitratos alcalinos.

Conseguir el distribuidor de mejor desempeño fue un verdadero reto. Se evaluaron experimentalmente de manera sistemática 16 diseños distintos. Según su diseño, se pueden clasificar en 7 configuraciones, las cuales se han esquematizado en la figura 5.22. Las pruebas se han realizado con agua destilada a una temperatura de 20°C y a presión atmosférica.

Básicamente, el diseño de los distribuidores ensayados consiste de un tubo de acero inoxidable de 456 mm de longitud, que esta ubicado por encima de los seis tubos de cobre que constituyen el absorbedor. En la tabla 5.5 se resumen las características de cada distribuidor y en el anexo B se encuentran los planos, características y fotos de cada diseño implementado. En la figura 5.23 se puede observar algunos de los distribuidores de solución que se ensayaron.

El desempeño de cada distribuidor se ha evaluado por medio de inspección visual considerando dos aspectos, en primer lugar, la distribución homogénea de líquido y segundo, el mojado de los tubos subsecuentes. Se ha variado el caudal de agua en el rango de 5-100 kg.h⁻¹ (0.001-0.030 kg.m⁻¹.s⁻¹), realizando vídeos para registrar el comportamiento de cada distribuidor a cada uno de los caudales probados.

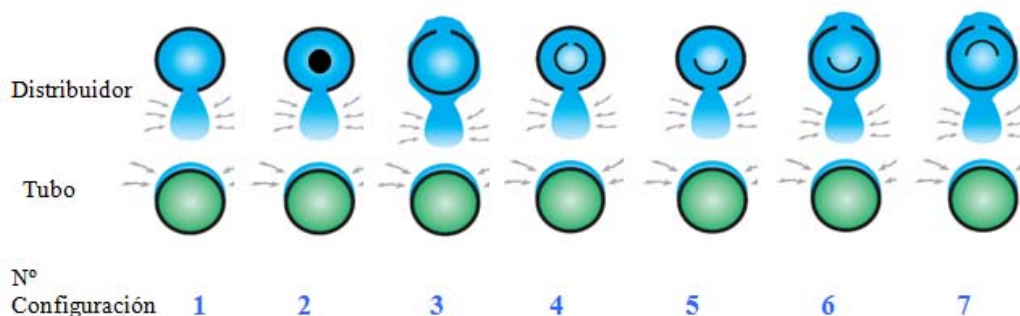


Figura 5.22. Diferentes configuraciones del distribuidor de solución.

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

Tabla 5.5. Características de los diseños de distribuidor de solución estudiados.

Nº Distribuidor	Nº Configuración	Diámetro(*) (mm)	Nº de orificios de distribución	Ubicación de los orificios de distribución	Diámetro del tubo interno (mm) (*)	Ubicación de la entrada de líquido al distribuidor
0	1	25.4	41	Inferior	-	Centro superior
1	1	21.0	73	Inferior	-	Centro superior
2	2	21.0	73	Inferior	12.0	Centro superior
3	2	21.0	73	Inferior	15.0	Centro superior
4	3	21.0	35 + 2 ⁽⁰⁾ 2 ranuras	Superior	-	Centro inferior
5	4	21.0	73	Inferior	12.0	Un extremo
6	4	25.4	41	Inferior	16.0	Un extremo
7	4	25.4	41	Inferior	16.0	Ambos extremos
8	5	25.4	75	Inferior	16.0	Ambos extremos
9	5	25.4	75	Inferior	16.0	Ambos extremos
10	5	21.0	46 ⁽¹⁾ + 1	Inferior	12.0	Ambos extremos
11	5	12.0	39 ⁽¹⁾	Inferior	8.00	Ambos extremos
12	6	12.0	39 ⁽¹⁾	Superior	8.0	Ambos extremos
13	3	12.0	39 ⁽¹⁾	Superior	-	Ambos extremos
14	6	12.0	39 ⁽¹⁾	Superior	8.0	Ambos extremos
15	7	12.0	39 ⁽¹⁾	Superior	8.0	Ambos extremos

(*) Diámetro externo del tubo. Todos los tubos tienen un espesor de 1 mm.

(0) Ranuras de 2 mm de espesor y 93 mm de largo, ubicadas a cada extremo del tubo.

(1) Emplean ranuras (orificios alargados).



Figura 5.23. Fotografía de diferentes distribuidores ensayados.

5.5.1. Configuración 1

A este grupo pertenecen los distribuidores 0 y 1 (figura 5.24). Esta configuración del distribuidor es la más sencilla y consiste de un tubo con orificios en su parte inferior. La entrada del líquido es por la región central superior del tubo distribuidor. El distribuidor 0 tiene un diámetro exterior de 25.4 mm, mientras que el distribuidor 1 tiene un diámetro de 21 mm. También, el distribuidor 1 tiene más orificios de distribución que el distribuidor 0, y los orificios para el distribuidor 1 se realizaron con láser para mejorar el acabado de los orificios y evitar las pequeñas imperfecciones que se producen al realizarlos con taladro. Ambos distribuidores presentaron un comportamiento similar, la distribución no se produjo uniformemente. El distribuidor 1, mostró mejores resultados que el distribuidor 0, sin embargo no se obtuvo un mojado uniforme de los tubos y en algunos orificios de distribución no salía líquido. Ambos distribuidores formaron mejor la película descendente a caudales menores de 50 kg.h^{-1} .



(a)



(b)

Figura 5.24. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 1 (a) Distribuidor 0; (b) Distribuidor 1.

5.5.2. Configuración 2

A este grupo pertenecen los distribuidores 2 y 3 (figura 5.25) y consiste de un tubo con orificios en su parte inferior, que contiene un tubo interno, cuyo objetivo es reducir el volumen interno del distribuidor y de esta manera forzar al fluido a salir por todos los orificios distribuidores. El distribuidor 2 y 3 tienen el mismo diámetro de tubo externo y diferentes diámetros de tubo interno. La distribución lograda con el distribuidor 3 resultó ser mejor que en el distribuidor 2. También, este tipo de configuración fue mejor que el comportamiento observado en la configuración 1. Sin embargo, los resultados no fueron totalmente satisfactorios, debido a que la distribución no fue totalmente uniforme a lo largo del tubo y se favorece más la salida de líquido en la región central del tubo.

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos



(a)



(b)

Figura 5.25. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 2 (a) Distribuidor 2; (b) Distribuidor 3.

5.5.3. Configuración 3

A este grupo pertenecen los distribuidores 4 y 13 (figura 5.26) y consiste de un tubo con orificios ubicados en la parte superior. El diseño pretende que el líquido entre y llene al tubo del distribuidor y al estar lleno rebose por los orificios superiores. El distribuidor 4, posee la entrada de líquido por la parte central inferior y en su región superior central cuenta con 34 orificios de 2 mm de diámetro y 3 mm de separación entre los orificios en la región central, posterior a los orificios, de cada lado posee una ranuras de 2 mm de espesor y 93 mm de largo. Esta combinación de dos formas de orificio busca evitar el flujo preferencial en la región más cercana a la entrada de líquido. Sin embargo, los resultados obtenidos no fueron satisfactorios.

Por otra parte, el distribuidor 13 consta de un tubo de 12 mm de diámetro externo con 39 orificios alargados de 2 mm de ancho y 7 mm de longitud, también ubicados en la región superior del tubo. Este distribuidor tiene la entrada de líquido por ambos extremos del distribuidor. Los resultados obtenidos con este distribuidor tampoco evidenciaron una distribución uniforme.



(a)



(b)

Figura 5.26. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 3 (a) Distribuidor 4, (b) Distribuidor 13.

5.5.4. Configuración 4

A este grupo pertenecen los distribuidores 5, 6 y 7 (figura 5.27). Esta configuración consiste de dos tubos concéntricos. El líquido entra al tubo interior, el cual cuenta en su parte superior con un corte longitudinal para dejar salir el líquido. Una vez rebosa del

tubo interior, el líquido se distribuye a través de los orificios ubicados en la parte inferior de este tubo. La entrada de líquido se realiza por un extremo del distribuidor, para evitar el flujo preferencial de solución en la región central como se producía en los distribuidores previos. El distribuidor 5 consiste de un tubo exterior de 21 mm y uno interno de 12 mm, mientras que el distribuidor 6 utiliza tubos de diámetros de 25.4 mm y de 16 mm. El distribuidor 5 cuenta con 73 orificios de distribución de 1.75 mm de diámetro y 3 mm separación entre ellos. El distribuidor 6 tiene 41 orificios de 2 mm de diámetro y separados a una distancia de 7 mm. El distribuidor 7, es el mismo distribuidor 6 pero se le han realizado cambios de manera que la entrada de líquido se realice por ambos extremos del tubo interno que constituye el distribuidor.

En general, esta configuración del sistema de distribución promueve una buena distribución de líquido, sin embargo, se observa flujo preferencial hacia el extremo por el cual entra el líquido al distribuidor.

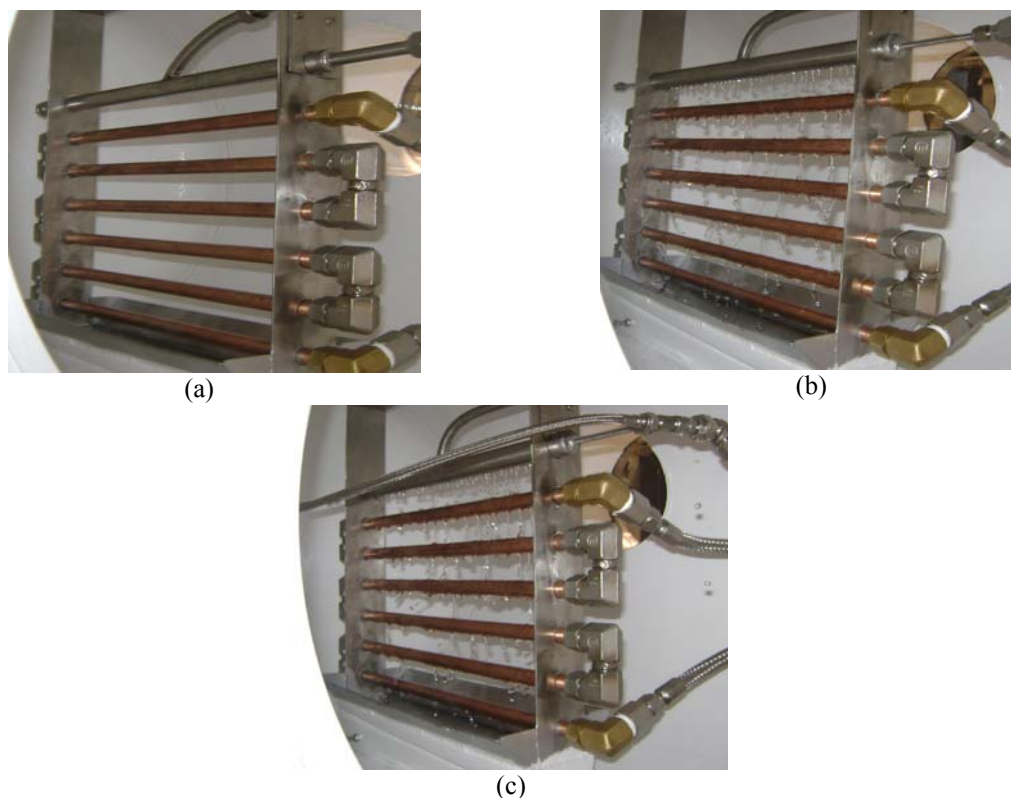


Figura 5.27. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 4 (a) Distribuidor 5; (b) Distribuidor 6; (c) Distribuidor 7.

5.5.5. Configuración 5

A este grupo pertenecen los distribuidores 8, 9, 10 y 11 (figura 5.28). Esta configuración es muy similar a la configuración 4, con la diferencia de que el tubo interno se ha cortado longitudinalmente por la mitad, formando una especie de canal. La entrada de líquido se realiza por los dos extremos del tubo interno. Los orificios de distribución en esta configuración están ubicados en la región inferior del tubo externo. El distribuidor 8 consta de un tubo exterior de 25.4 mm de diámetro externo y un tubo interno de 12 mm de diámetro. En el distribuidor 9, el tubo exterior también es de 25.4

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

mm de diámetro pero el tubo interno es de 14 mm. El distribuidor 10 tiene un diámetro del tubo externo e interno de 21 y 12 mm, respectivamente, y el distribuidor 11 tiene diámetros de 12 y 8 mm de los tubos externo e interno, respectivamente. Con esta configuración se obtiene mejor distribución de líquido con respecto a las configuraciones anteriores, sin embargo, la película de líquida formada no es uniforme completamente.

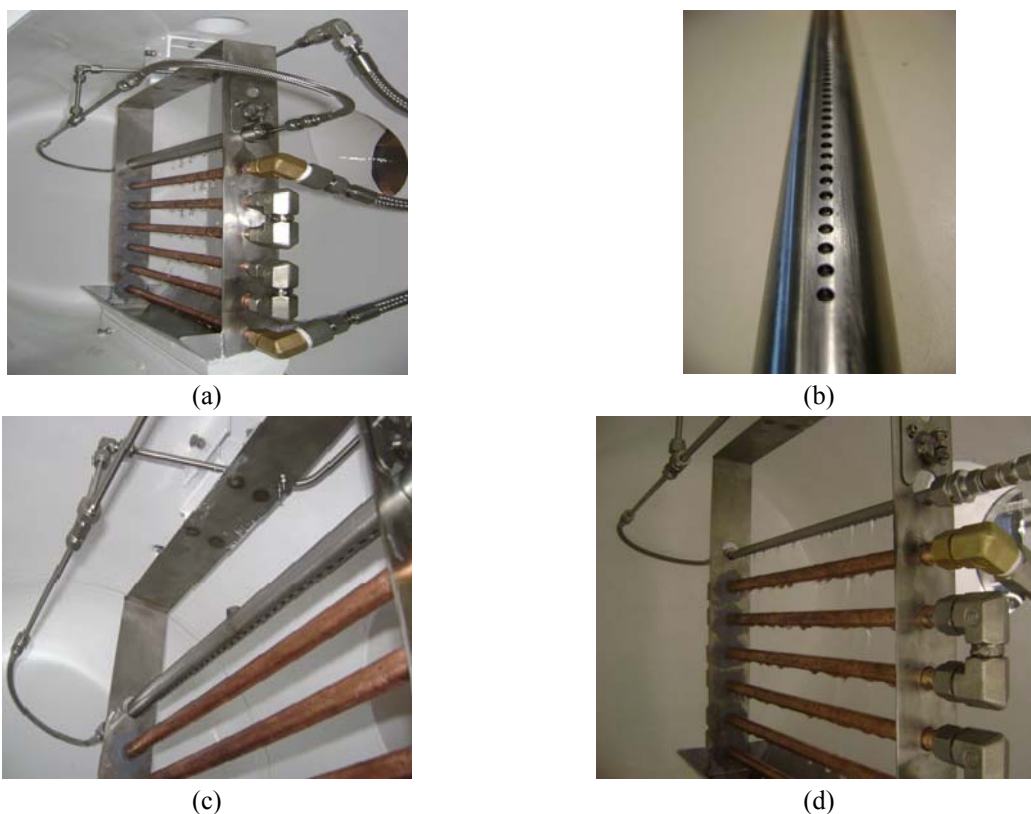


Figura 5.28. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 5 (a) Distribuidor 8; (b) Distribuidor 9; (c) Distribuidor 10; (d) Distribuidor 11.

5.5.6. Configuración 6

A este grupo pertenecen los distribuidores 12 y 14 (figura 5.29). Esta configuración es similar a la configuración 5, pero en este caso los orificios de distribución están ubicados en la parte superior del tubo exterior. El tubo interno se ha cortado longitudinalmente por la mitad, formando una especie de canal. La entrada de líquido se realiza por los dos extremos del tubo interno y los orificios de distribución en esta configuración están ubicados en la región superior del tubo exterior. La diferencia entre estos distribuidores se encuentra en la superficie externa del distribuidor. Al distribuidor 14 se le ha aplicado un tratamiento similar al que fue realizado a los tubos del absorbedor. La superficie con rugosidad aumentó la uniformidad de distribución del líquido.

A partir de esta configuración del distribuidor se observó una mejora del sistema de distribución con la ubicación de los orificios en la parte superior del tubo.



Figura 5.29. Fotografía de diferentes distribuidores con la configuración 5 (a) Distribuidor 8, (b) Distribuidor 9, (c) Distribuidor 12, (d) Distribuidor 14.

5.5.7. Configuración 7

Finalmente, la última configuración probada se ha aplicado al distribuidor 15 (figura 5.30). Esta configuración aportó los mejores resultados. El distribuidor está constituido por dos tubos concéntricos. El tubo exterior de 12 mm de diámetro externo posee los 39 orificios de distribución, ubicados en la parte superior del tubo. Los orificios consisten de ranuras de 7 mm de ancho y 2 mm de espesor, realizados con láser de alta precisión. También se ha aplicado el tratamiento mecánico a la superficie del tubo exterior del distribuidor, el cual mejoró los resultados (distribuidor 14). Proporcionarle una ligera rugosidad mejora la formación de gotas, distribución del líquido, y por lo tanto amplía el área de contacto y mejora el mojado de los tubos, según se ha evidenciado en la inspección visual.



Figura 5.30. Fotografía del distribuidor con la configuración 7, distribuidor 15.

El tubo interior consiste de un tubo de 8 mm de diámetro externo, el cual se ha cortado longitudinalmente por la mitad formando una especie de canal, pero dispuesto con la sección cóncava hacia arriba. El corte longitudinal del tubo interno se ha realizado en la región que coincide con los orificios del tubo exterior, así se ha dejado sin corte la sección de tubo de 35 mm de cada extremo. La sección tubular que permanece sin corte en el tubo interior, permite conectar el tubo interior al resto de sistema de distribución y atenuar la entrada de líquido al tubo distribuidor para que no se favorezca la salida de líquido en los extremos del distribuidor. La sección del tubo cóncava, permite que la

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

salida de líquido sea más estable una vez se haya llenado el tubo externo. Otra característica importante en el sistema de distribución es la entrada de líquido. La solución absorbente entra al distribuidor por ambos extremos del tubo interno, para lo cual se ha dispuesto de una “T” de distribución que divide el caudal de líquido que entra al absorbedor, en dos partes iguales para cada extremo del distribuidor. Dos latiguillos de acero inoxidable de $\frac{1}{4}$ de pulgada y una tubería de acero inoxidable y 10 mm de diámetro, conectan la T de distribución con los extremos del distribuidor.

Finalmente, el distribuidor 15 fue el distribuidor seleccionado para ser instalado en el absorbedor (figura 5.30). Esta configuración mostró un buen desempeño aportando una buena distribución. Posteriormente, cuando la solución de nitratos alcalinos se introdujo en el sistema, se verificó la distribución uniforme en el haz de tubos del absorbedor cuando se utiliza este fluido de trabajo.

5.6. Procedimiento experimental

Como se ha comentado anteriormente, la finalidad de este dispositivo experimental es reproducir las condiciones reales del funcionamiento del absorbedor utilizando la solución de nitratos alcalinos, para obtener información experimental precisa de su funcionamiento. En este apartado se describen los procedimientos y pruebas que se han llevado a cabo en el dispositivo experimental.

5.6.1. Acciones preliminares

5.6.1.1. Limpieza de la instalación

Antes de la carga de la solución acuosa de nitratos alcalinos se procedió a una primera carga de agua destilada para la limpieza interior de la instalación. Se hizo circular agua destilada varias veces por toda la instalación mediante la bomba de solución.

5.6.1.2. Pruebas de estanqueidad

La presión de operación en el absorbedor es uno de los parámetros más críticos en los equipos de refrigeración por absorción que operan en condiciones de vacío, la mínima presencia de incondensables (nitrógeno, oxígeno, CO₂, argón, etc.) afecta de manera notable su comportamiento, retrasando el proceso de absorción.

Vliet (1989) evaluó la influencia de la concentración de aire en el proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con H₂O/LiBr como fluido de trabajo, y definió los límites de la concentración de aire en las cuales no perjudica significativamente el proceso de absorción. Basado en los resultados obtenidos por Vliet (1989), la concentración de aire debe ser menor de 0.1% (en volumen) para que su influencia en la transferencia de calor y de masa sea menor del 2%. Consecuentemente es necesario garantizar la estanqueidad de la instalación antes de realizar los ensayos. Aunque no es posible conseguir el vacío absoluto, se debe reducir el nivel de fugas al mínimo. Se consideró suficiente un nivel de fugas del orden de 10⁻⁵ kPa.l.s⁻¹, como el considerado por Beutler *et al.* (1996).

5.6.2. Preparación de las experiencias

5.6.2.1. Generación de vacío

El vacío se realiza a través de la bomba de vacío. El dispositivo experimental dispone de tres tomas para conexión con la bomba de vacío, ubicadas en el generador (BV_G), en el absorbedor (BV_A) y en el depósito D_2 (BV_{D2}). Además de retirar el aire contenido en los componentes de la instalación, la generación de vacío permite transferir la carga de solución desde el depósito D_1 hasta el generador. Así como también, resulta fundamental realizar el vacío en el depósito D_2 cuando se requiera retirar agua del circuito de solución en el procedimiento de ajuste de la concentración de solución.

Los transmisores de presión (TP_1 y TP_2) ubicados en el generador y en el absorbedor, respectivamente, y los manómetros (P_1 , P_2 y P_4), permiten observar el vacío alcanzado.

Se ha de seguir el siguiente procedimiento para realizar el vacío en la instalación:

A.- Generación de vacío en el generador de vapor

- 1.- Comprobar que el generador no contiene líquido, para ello se debe abrir la válvula de drenaje del generador V_{DG} . Cerrar V_2 y abrir V_7 , V_8 y V_9 para que todo el líquido del circuito de solución drene hacia el generador. Posteriormente, cerrar V_7 , V_8 y V_9 y por último la válvula de drenaje V_{DG} .
- 2.- Conectar la bomba de vacío al generador por la toma BV_G .
- 3.- Cerrar las válvulas: V_1 , V_2 , V_3 , V_4 , V_5 , V_6 y V_{CV} y abrir la válvula V_A .
- 4.- Encender bomba de vacío.
- 5.- Cuando se alcance el nivel de vacío en el generador, abrir las válvulas V_2 y V_9 . Después de conseguir el vacío nuevamente, abrir las válvulas V_3 , V_8 y V_6 .
- 6.- Cerrar la válvula V_A y desconectar la bomba de vacío.

B.- Generación de vacío en el depósito D_2

- 1.- Vaciar el agua contenida en el depósito D_2 . Para drenar el agua se debe cerrar la válvula V_{10} y abrir la válvula de drenaje V_{D2} .
- 2.- Conectar la bomba de vacío a la toma BV_{D2} y abrir las válvulas V_D y V_E del depósito D_2 .
- 3.- Encender la bomba de vacío para retirar el aire contenido en el depósito D_2 .
- 4.- Cuando se alcance el vacío en el depósito D_2 , cerrar válvula V_D y desconectar la bomba de vacío.

C.- Generación de vacío en el absorbedor

- 1.- Comprobar que el absorbedor no contiene líquido, par ello, abrir la válvula de drenaje del absorbedor V_{DA} y cerrarla al comprobar la ausencia de líquido.
- 2.- Cerrar las válvulas V_5 y V_7 .
- 3.- Conectar la bomba de vacío a la toma BV_A .
- 4.- Abrir la válvula V_F del absorbedor y encender la bomba de vacío.
- 5.- Cuando se alcance el vacío, apagar la bomba, cerrar la válvula V_F y desconectar la bomba de vacío.

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

5.6.2.2. Preparación de la solución

La solución de nitratos alcalinos se prepara y almacena en el depósito D_1 . El depósito D_1 posee una resistencia eléctrica de 2 kW que permite mantener la temperatura de la solución por encima de su temperatura de cristalización. La solución se prepara a una concentración fija de sales de 70% en peso. Los pasos para la preparación de la solución de nitratos alcalinos son los siguientes:

- 1.- Añadir al depósito D_1 12 kg de agua destilada a través de la toma de alimentación A_{D1} .
- 2.- Encender la resistencia eléctrica del depósito D_1 (R_{D1}) y controlar la temperatura del depósito visualizando la señal de la PT1.
- 3.- Encender el agitador 1.
- 4.- Cuando la temperatura se encuentre por encima de 40°C, añadir las sales en las siguientes proporciones:

LiNO_3	14.84	kg
KNO_3	7.84	kg
NaNO_3	5.32	kg

- 5.- Cerrar el tapón de alimentación de solución A_{D1} . Mantener la agitación y controlar la temperatura PT1.

Cabe destacar que el control de temperatura del depósito D_1 se realiza a través de un interruptor encendido/apagado ubicado en el cuadro de control, el cual permite activar la resistencia R_{D1} cuando se requiera aumentar la temperatura. En este depósito no se requiere un control riguroso de la temperatura, sin embargo, es necesario mantener caliente la solución para evitar la cristalización de la misma.

5.6.2.3. Llenado del generador

Una vez obtenido el vacío máximo que permite la bomba de vacío y finalizada la preparación de la solución en el depósito D_1 , se procede al llenado del generador. Para ello, se presuriza el depósito D_1 con nitrógeno para que la solución contenida en este depósito circule al generador por la diferencia de presiones entre ambos depósitos. En la figura 5.31 se muestra un esquema con la configuración de las tuberías que conectan al depósito D_1 y el generador. El procedimiento a seguir para el llenado del generador es el siguiente:

- 1.- Garantizar que la solución en el depósito D_1 es homogénea y su temperatura es superior a la temperatura de cristalización.
- 2.- Cerrar V_1 , V_3 , V_4 , V_9 y V_{CV} .
- 3.- Conectar el recipiente contenedor de nitrógeno al depósito D_1 .
- 4.- Apagar la resistencia R_{D1} y el agitador del depósito D_1 .
- 5.- Abrir las válvulas V_B y V_C para introducir nitrógeno. Cerrar la válvula V_B cuando la presión medida por el manómetro P_1 indique 2.5 bar.
- 6.- Abrir las válvulas V_1 y V_2 y observar en los indicadores de nivel de líquido L_1 y L_2 el cambio de niveles en los depósitos.

7.- Encender las resistencias R_{G1} y R_{G2} del generador y el agitador 2.

8.- Cerrar las válvulas V1 y V2.

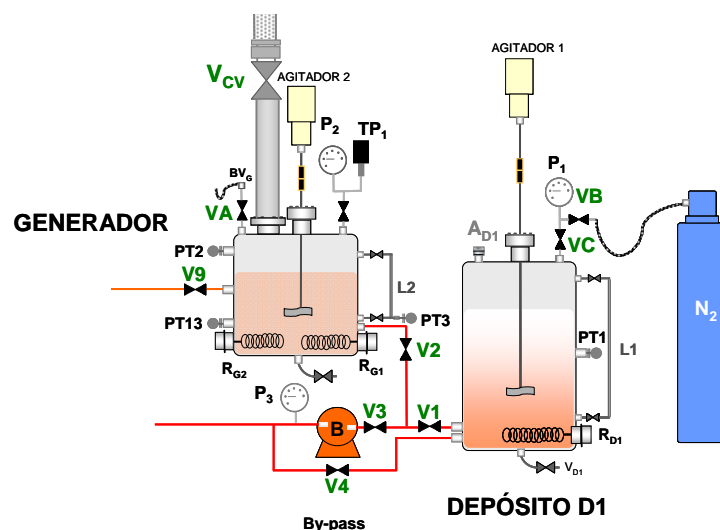


Figura 5.31. Componentes que intervienen en el procedimiento de llenado del generador.

5.6.2.4. Ajuste de la concentración de la solución

Una vez que la solución de nitratos alcalinos se encuentre dentro del generador, se inicia el proceso para fijar las condiciones de ensayo requeridas. En primer lugar, para fijar la concentración de la solución, se debe retirar agua de la solución contenida en el generador si se requiere concentrar la solución, o añadirle agua para diluirla, para lo cual se dispone del depósito D₂.

En el caso de que se requiera concentrar la solución, se deben seguir los siguientes pasos (figura 5.32):

- 1.- Vaciar el depósito D₂ a través de su válvula de drenaje V_{D2} y realizar vacío en este depósito (Ver procedimiento de generación de vacío en el depósito D₂).
- 2.- Cerrar las válvulas V2, V5, V6, V8 y V9.
- 3.- Calentar la solución contenida en el generador y abrir la válvula V_{CV} para introducir el vapor generado al absorbedor.
- 4.- La solución permanece sin circular (la bomba de solución apagada), con esto se consigue que entre únicamente vapor de agua al absorbedor.
- 5.- Mantener operativo el circuito de agua de enfriamiento del absorbedor. El agua de enfriamiento hace condensar el vapor de agua (refrigerante) el cual se almacena en el depósito D₂.
- 6.- Abrir las válvulas V7 y V10.
- 6.- Al retirar la cantidad de agua necesaria, cerrar la válvula V10 y abrir las válvulas V2, V5, V8 y V9.

En caso de que el objetivo sea diluir la solución, el procedimiento será (figura 5.32):

- 1.- Cerrar la válvula V10.

Capítulo 5. Descripción del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

- 2.- Añadir agua destilada al depósito D₂ a través de la toma A_{D2}.
- 3.- Presurizar el depósito D₂. Para ello, se conecta el recipiente contenedor de N₂ al depósito D₂, a través de la toma BV_{D2} y se introduce nitrógeno manteniendo las válvulas VD y VE abiertas.
- 4.- Abrir la válvula V10 para introducir el agua requerida al circuito de solución.

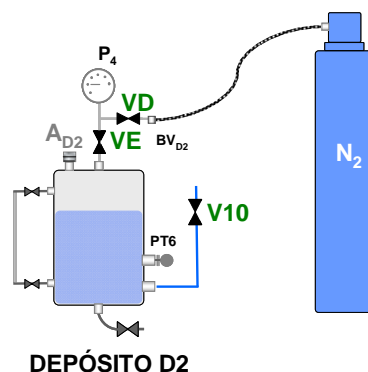


Figura 5.32. Componentes que intervienen en el procedimiento de dilución de la solución.

5.6.3. Puesta en marcha del equipo

El procedimiento de puesta en marcha del dispositivo experimental una vez sea comprobada la estanquidad del equipo y la solución se haya cargado al generador, los pasos para realizar los ensayos son:

1. Encendido de las resistencias eléctricas y sistema de agitación del generador. Se fija la temperatura de solución que corresponda a la presión de vapor a la cual se desea realizar los ensayos. Esto se realiza a través del PID ubicado en el panel de control.
2. Puesta en marcha de la bomba de solución y encendido del sistema de control de temperatura de la solución a la entrada absorbedor.
3. Encendido del circuito de agua de enfriamiento del absorbedor. Se activa el sistema de control de temperatura del agua de enfriamiento a la entrada absorbedor mediante el ajuste de las condiciones de operación del intercambiador de calor IC2 y el baño termostático BT2.
4. Registro y almacenamiento de los datos de operación del absorbedor. Las lecturas a tomar son:
 - Presiones del absorbedor y generador (TP2 y TP1).
 - Temperaturas del generador (PT2 y PT3). Mediante la lectura de la presión del generador y la concentración de la solución se determina la temperatura de equilibrio de la solución, si es diferente a la temperatura en el generador (PT2 y PT3), indica que existen incondensables en el sistema.
 - Temperatura de salida de la solución del baño termostático BT1 (PT8). Esta variable es importante, ya que si la solución se encuentra a una temperatura baja, cristalizaría riesgo de cristalización.
 - Temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento del absorbedor (PT10 y PT12). Si el proceso de absorción de vapor se esta llevando a cabo se debe evidenciar un gradiente de temperaturas entre la entrada y salida del agua de enfriamiento.

- Temperatura de entrada y salida de la solución en el absorbedor (PT4 y PT5). Se puede comprobar las variaciones en la temperatura de solución a la salida, en función de las condiciones de operación.
 - Caudales máscicos de solución y caudal volumétrico de agua de enfriamiento.
 - Temperatura del vapor a la entrada del absorbedor (PT4).
5. El régimen estacionario se comprueba cuando las variaciones de temperatura en el absorbedor son constantes (del lado del agua y del lado de la solución). El periodo aproximado para conseguir el régimen estacionario es de 30 min. Una vez llegado al estado estacionario, se registraron las variables de operación.

5.6.4. Parada del dispositivo experimental

Al finalizar los ensayos experimentales, se ha seguido un cuidadoso procedimiento de parada para evitar la cristalización de la solución en las tuberías y componentes del dispositivo experimental. Los pasos a realizar a la hora de parar la operación del dispositivo experimental son:

- 1.- Detener el funcionamiento del circuito de agua de enfriamiento del absorbedor.
- 2.- Cerrar la válvula del circuito de vapor V_{cv} .
- 3.- Apagar la bomba de solución y cerrar la válvula V_2 .
- 4.- Cerrar las válvulas V_5 y V_7 .
- 5.- Apagar las resistencias R_{G1} y R_{G2} y el agitador del generador, y cerrar la válvula V_9 .
- 6.- Añadir 15 litros de agua destilada al depósito D_1 , y activar la resistencia R_{D1} .
- 7.- Hacer vacío en el depósito D_2 (Ver procedimiento de generación de vacío en el depósito D_2).
- 8.- Cuando la temperatura del agua en el depósito D_1 supere los 50°C , cerrar las válvulas V_6 y V_8 y abrir V_1 , V_5 , V_7 y V_{10} . Encender la bomba y fijar la velocidad en el regulador digital a $3 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$. El caudal de agua atraviesa el circuito de solución, pero al salir del absorbedor fluye hacia el depósito D_2 . Dejar circular durante 5 min, y observar el nivel de L_1 y L_2 .

5.6.5. Vaciado del equipo

Al finalizar el trabajo experimental se procede a vaciar completamente la instalación.

- 1.- Diluir la solución a una concentración en sales 70% (ver procedimiento de fijar concentración).
- 2.- Seguir el procedimiento de parada del equipo experimental, para aislar la solución en el depósito del generador manteniendo la temperatura del generador a 60°C .
- 3.- Disponer de recipientes para almacenar el volumen de la solución, que resista temperaturas del orden de 60°C y colocar la manguera de drenaje en la boca del recipiente.
- 4.- Apagar las resistencias R_{G1} y R_{G2} e inmediatamente abrir la válvula de drenaje del generador V_{DG} y luego las válvulas V_B y V_C .

5.7. Experiencia operacional

En esta sección se comenta la experiencia que se ha adquirido durante los ensayos experimentales de la instalación y se dan algunas recomendaciones para realizar mejoras en el dispositivo experimental.

5.7.1. Fugas y vacío

La generación de vacío fue una de las principales complicaciones que se encontró en este trabajo, y es un problema común en sistemas que trabajen a bajas presiones. Como se ha comentado anteriormente, en estos sistemas el proceso de absorción de vapor se ve seriamente perjudicado por la presencia de incondensables. En consecuencia, es importante disponer de una bomba que permita realizar el máximo vacío posible y tener así la mínima presencia de gases incondensables. En este sentido, la bomba disponible utilizada, ha resultado ser un poco limitada, ya que no ha podido bajar nunca de 5 mbar. Es recomendable, por tanto, disponer de una bomba que pueda llegar a mayores niveles de vacío para trabajos futuros en esta línea de investigación.

En la fase previa de detección de fugas se recomienda la utilización de detectores de fugas de Helio. Esto puede facilitar el tedioso proceso de detección de fugas.

5.7.2. Corrosión

Durante la realización de los ensayos no se ha observado corrosión en ninguno de los elementos del montaje experimental. Se ha podido comprobar que la solución de nitratos alcalinos no es corrosiva a las condiciones de operación de estos ensayos. Sin embargo, en la cámara del absorbedor se ha observado el desprendimiento o picaduras de las capas superficiales de recubrimiento de temperatura. Esta pintura, como fue mencionado anteriormente, sirve de protección a la superficie interna de la cámara del absorbedor cuyo material de construcción es acero al carbono.

5.7.3. Cristalización

La cristalización fue la complicación más relevante en la operación de la planta. Las condiciones de operación definidas para esta planta implicaban altas concentraciones de sal y altas temperaturas. Aunque en la planificación se habían tomado medidas específicas para evitar la cristalización, las altas pérdidas de calor que se produjeron en las tuberías (durante el invierno), favorecían considerablemente la cristalización de la mezcla.

La solución de nitratos alcalinos cristalizó y bloqueó varias líneas a lo largo de la fase de experimentación, sobre todo en las etapas de arranque y de ajuste de condiciones operativas. La figura 5.33 muestra una de las tuberías removidas por la obstrucción de la sal cristalizada. El problema de cristalización durante la operación de la planta, provoca en casi todas las veces una parada del equipo para remover el tapón de sal. En otras ocasiones, el problema se solventó sin remover las tuberías, pasando un soplete por la línea. Por ello, se recomienda que se tenga un sistema automático que controle en todo momento el margen de seguridad para evitar la cristalización y que actúe aumentando la

temperatura o diluyendo la solución cuando se evidencie el riesgo de cristalización de la sal.



Figura 5.33. Fotografías de las obstrucciones en las tuberías por la cristalización de la sal.

5.8. Conclusiones

El dispositivo experimental diseñado y construido ha permitido el estudio del proceso de absorción de vapor de agua por una película descendente de la solución acuosa de nitratos alcalinos. El dispositivo experimental tiene la capacidad de funcionar de manera continua y permite realizar el análisis de sensibilidad de las variables de operación: caudal de agua de enfriamiento y caudal másico de solución, temperatura de entrada del agua de enfriamiento y de la solución, presión del absorbedor y concentración de la solución.

En los diversos materiales utilizados en el montaje de la instalación experimental (acero inoxidable, vidrio, juntas, etc.) no se han evidenciado síntomas de degradación o corrosión.

Por otra parte, se evidenciaron serios problemas de cristalización en varios puntos del circuito de solución en las etapas de arranque y parada de la planta.

Un estudio sistemático del sistema de distribución de solución, permitió identificar la configuración del distribuidor de solución que proporciona una distribución homogénea y uniforme de solución a lo largo del haz de tubos del absorbedor.

Capítulo 6

Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

6.1. Introducción

En este capítulo se estudia experimentalmente el proceso de absorción de vapor de agua por una solución de nitratos alcalinos que desciende en forma de película por la superficie externa de un haz de tubos horizontales y que se enfría con agua que circula por el interior de los tubos del absorbedor.

En la primera parte de este capítulo se presenta el procedimiento de cálculo seguido para el análisis de los datos experimentales registrados en este estudio y el análisis del funcionamiento del absorbedor de película descendente. Posteriormente, se ha llevado a cabo un estudio de sensibilidad de los siguientes parámetros de operación: caudal y temperatura del agua de enfriamiento a la entrada del absorbedor, caudal másico de solución, presión de operación del absorbedor y concentración de la solución a la entrada del absorbedor. Asimismo, se han evaluado una serie de parámetros de funcionamiento del absorbedor, como son: la carga térmica, el flujo de vapor absorbido, la diferencia de concentraciones de la solución entre la entrada y la salida, el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor, el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente y el coeficiente de transferencia de masa.

Las pruebas experimentales se han realizado en el intervalo de condiciones de operación establecidas a partir de los resultados de la simulación del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo. Finalmente el funcionamiento del absorbedor se ha comparado con resultados de un estudio experimental realizado con un absorbedor de película descendente vertical con

la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo, realizado por Erickson y Howe (1989). También se ha realizado una comparación de los resultados obtenidos por otros estudios que utilizan absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales con geometrías similares al absorbedor de este estudio, pero que emplean la solución $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo.

6.2. Metodología de cálculo

El dispositivo experimental para el estudio del proceso de absorción fue descrito en detalle en el capítulo anterior. La figura 6.1 muestra un esquema del absorbedor. El absorbedor consiste de un haz de 6 tubos horizontales de cobre, dispuestos en una sola fila.

Para realizar el estudio del proceso de absorción se requiere de una instrumentación específica, la cual se ha descrito en la sección 5.3. En este apartado se enumeran las variables que se han medido directamente durante la experimentación y a continuación se describen los parámetros utilizados para estudiar el funcionamiento del absorbedor experimental.

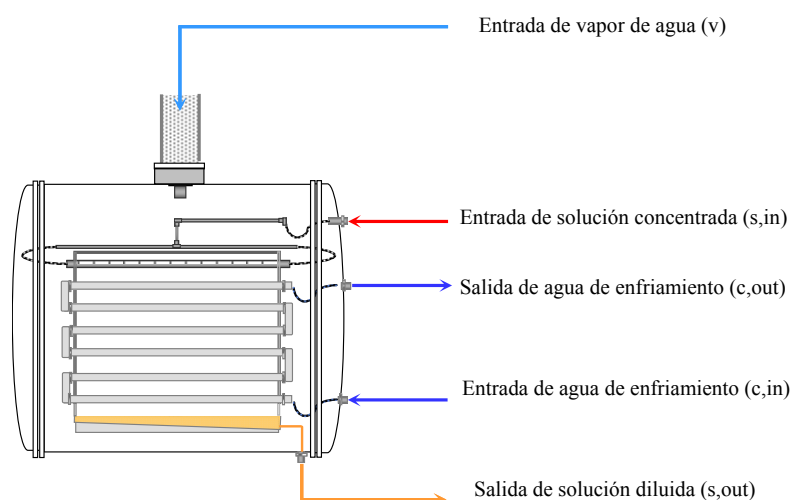


Figura 6.1. Esquema del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales.

6.2.1. Variables medidas

Para el estudio del funcionamiento del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales, se ha necesitado medir las siguientes variables experimentales:

- Temperatura de la solución concentrada a la entrada del absorbedor, $T_{s,in}$. Esta temperatura se ha controlado para mantener un grado de subenfriamiento de la solución a la entrada de 12°C .
- Temperatura de la solución diluida a la salida del absorbedor, $T_{s,out}$.
- Presión de operación del absorbedor, P_{abs} .
- Temperatura de entrada del agua de enfriamiento al absorbedor, $T_{c,in}$.
- Temperatura de salida del agua de enfriamiento del absorbedor, $T_{c,out}$.

Capítulo 6. Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

- Temperatura y densidad de la solución a la entrada del absorbedor ($T_{s,in}$ y $\rho_{s,in}$, respectivamente) medidas por el Coriolis 1, que sirven para determinar la concentración de la solución a la entrada del absorbedor, $X_{s,in}$.
- Temperatura y densidad de la solución a la salida del absorbedor ($T_{s,out}$ y $\rho_{s,out}$, respectivamente) medidas por el Coriolis 2, que sirven para determinar la concentración de la solución a la salida del absorbedor, $X_{s,out}$.
- Temperatura de entrada del vapor, T_v .
- Caudal másico de la solución concentrada a la entrada del absorbedor, $m_{s,in}$.
- Caudal másico de la solución diluida a la salida del absorbedor, $m_{s,out}$.
- Caudal volumétrico de agua del enfriamiento en el absorbedor, m_c .

6.2.2. Parámetros de funcionamiento del absorbedor

A partir del valor de las variables medidas se han calculado una serie de parámetros que sirven para analizar el funcionamiento del absorbedor. Estos parámetros son los siguientes:

6.2.2.1. Cálculos de transferencia de calor

La siguiente sección describe los cálculos de transferencia de calor, balance de energía en el absorbedor y el cálculo del coeficiente de transferencia de calor global y de la película descendente.

a. Carga térmica del absorbedor

La carga térmica del absorbedor (Q_{abs}) se refiere al calor liberado en el absorbedor y disipado mediante el agua de enfriamiento. Su valor se calcula a través del balance de energía del lado del agua de enfriamiento, usando el caudal y las temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento:

$$Q = m_c C_{p,c} (T_{c,out} - T_{c,in}) \quad (6.1)$$

donde el calor específico de agua de enfriamiento ($C_{p,c}$) se calcula a la temperatura media entre la entrada y la salida del absorbedor. A partir de la carga térmica del absorbedor calculada, se determina el coeficiente global de transferencia de calor usando la diferencia de temperatura media logarítmica, ΔT_{lm} .

El calor liberado durante el proceso de absorción también se puede calcular a partir del balance de energía en el lado de la solución:

$$Q_{abs} = m_{s,in} h_{s,in} - m_{s,out} h_{s,out} + m_v h_v \quad (6.2)$$

donde $m_{s,in}$, $m_{s,out}$ y m_v son los caudales másicos de entrada y salida al absorbedor y el flujo de vapor absorbido (kg.s^{-1}), respectivamente y $h_{s,in}$, $h_{s,out}$ y h_v son las entalpías respectivas (kJ.kg^{-1}). Las desviaciones entre los valores obtenidos a partir de las ecuaciones 6.1 y 6.2 muestran una desviación promedio entre ellos de $\pm 6.0\%$. Esta desviación se puede atribuir a las fuentes de incertidumbres de los dispositivos de medida y también al cálculo de las entalpías de la solución a la entrada y la salida, el cual se realiza por correlaciones basadas en el método de McNeely (1979).

b. Grado de subenfriamiento de la solución

Este parámetro se define como la diferencia entre la temperatura de equilibrio de la solución a la presión del absorbedor (T^{eq}) y la temperatura real de la solución (T_s). En este estudio se han considerado dos definiciones de grado de subenfriamiento: el grado de subenfriamiento a la entrada del absorbedor ($\Delta T_{\text{sub,in}}$) y a la salida ($\Delta T_{\text{sub,out}}$), definidas por las siguientes ecuaciones:

$$\Delta T_{\text{sub,in}} = T_{\text{in}}^{\text{eq}}(P_{\text{abs}}, X_{s,\text{in}}) - T_{s,\text{in}} \quad (6.3)$$

$$\Delta T_{\text{sub,out}} = T_{\text{out}}^{\text{eq}}(P_{\text{abs}}, X_{s,\text{out}}) - T_{s,\text{out}} \quad (6.4)$$

El grado de subenfriamiento define la desviación de las condiciones de la solución con respecto al equilibrio. Altos valores del grado de subenfriamiento a la salida del absorbedor ($\Delta T_{\text{sub,out}}$) indican que la solución se ha enfriado por debajo de su temperatura de equilibrio y que la absorción del refrigerante no se produjo a la suficiente velocidad como para eliminar o disminuir el subenfriamiento. Por otra parte, valores altos de $\Delta T_{\text{sub,in}}$ indica que el proceso de transferencia de masa se iniciará más rápidamente que en los casos en que la temperatura de entrada de solución se encuentra más cerca del equilibrio. Si la solución entra a temperaturas cerca del equilibrio una cantidad de calor debe ser removida por el agua de enfriamiento antes de iniciar el proceso de absorción (Garimella, 2007).

c. Selección del ΔT_{lm}

Para calcular el coeficiente global de transferencia de calor en el absorbedor, se debe definir una diferencia de temperaturas entre las corrientes de solución y de agua de enfriamiento, que represente el potencial motriz de la transferencia de calor. La fuerza motriz se basa en la diferencia entre las condiciones de la interfase líquido-vapor de la película descendente y las del seno de la solución, siendo las condiciones de la interfase directamente dependientes de los procesos de transferencia de calor y de masa.

En la bibliografía, varios autores utilizan la diferencia media logarítmica basada en la temperatura de saturación de la solución (correspondiente a la presión del absorbedor y la concentración de la solución) y las temperaturas medidas del agua de enfriamiento (Beutler *et al.*, 1996; Hoffmann *et al.*, 1996; Kyung y Herold, 2002):

$$\Delta T_{\text{lm}} = \frac{(T_{s,\text{in}}^{\text{eq}} - T_{c,\text{out}}) - (T_{s,\text{out}}^{\text{eq}} - T_{c,\text{in}})}{\ln \left(\frac{(T_{s,\text{in}}^{\text{eq}} - T_{c,\text{out}})}{(T_{s,\text{out}}^{\text{eq}} - T_{c,\text{in}})} \right)} \quad (6.5)$$

Esta diferencia logarítmica de temperaturas representa un potencial motriz de transferencia de calor idealizado para el proceso de absorción, porque su valor es considerablemente mayor a otras definiciones de ΔT_{lm} (Garimella, 2007). Debido a la absorción de vapor de agua en la interfase, la concentración en la interfase es diferente de la concentración del seno de la solución, y por lo tanto, la temperatura en la interfase es menor que la del equilibrio. Esta definición se considera apropiada en los casos en que la temperatura de entrada de solución al absorbedor es cercana a la temperatura de saturación, puesto que desprecia la resistencia de transferencia de masa (o mezclado perfecto) entre la interfase y la temperatura del seno de la solución. Esto implica que la

Capítulo 6. Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

temperatura de la interfase se puede obtener a partir de las condiciones de equilibrio, la presión de operación del absorbedor y la concentración en el seno de la solución.

Otra forma de representar el potencial motriz de transferencia de calor es empleando el ΔT_{lm} basado en las temperaturas medidas tanto en el lado del agua de enfriamiento como del lado de la solución (Park *et al.*, 2003; Nomura *et al.*, 1993; Garimella, 2007):

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{s,in} - T_{c,out}) - (T_{s,out} - T_{c,in})}{\ln\left(\frac{(T_{s,in} - T_{c,out})}{(T_{s,out} - T_{c,in})}\right)} \quad (6.6)$$

Garimella (2007) realiza una comparación de estas dos definiciones (ecuaciones 6.5 y 6.6) para el cálculo de la diferencia de temperaturas media logarítmica. En la segunda definición (6.6), las condiciones de la interfase obtenidas usando la temperatura del seno de la solución, desprecian la resistencia a la transferencia de calor entre la interfase de la película y el seno de solución. Sin embargo, esta consideración permite contabilizar las condiciones de subenfriamiento con un enfoque más representativo de la operación real del absorbedor, y también incorpora la resistencia a la transferencia de masa en la fase líquida.

Es importante resaltar, que el agua de enfriamiento debe remover la carga térmica total del absorbedor, tanto el calor de absorción como el enfriamiento sensible de la solución. Por esta razón, el potencial motriz de transferencia de calor basado en las temperaturas medidas representa mejor el desempeño de la transferencia de calor que la definición basada en las temperaturas de saturación.

Otra definición diferente del potencial motriz de transferencia de calor propuesto por Miller (1999), es la siguiente:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{s,in}^{eq} - T_{c,out}) - (T_{s,out} - T_{c,in})}{\ln\left(\frac{(T_{s,in}^{eq} - T_{c,out})}{(T_{s,out} - T_{c,in})}\right)} \quad (6.7)$$

Evidentemente, los valores finales del coeficiente global de transferencia de calor variarán dependiendo de la definición del ΔT_{lm} elegida. Los valores del coeficiente de transferencia de calor de la película descendente para los ensayos realizados oscilan entre 293.1- 758.5 W.m⁻².°C⁻¹ para la primera definición, mientras que para la segunda definición los valores quedan comprendidos en el intervalo 631.9-1715.8 W.m⁻².°C⁻¹ y si se toma la tercera definición los valores serían entre 420.3-1128.4 W.m⁻².°C⁻¹.

En las pruebas realizadas en este estudio, la solución de nitratos alcalinos entra al absorbedor a una temperatura por debajo de la temperatura de equilibrio y además se subenfía a lo largo del absorbedor. De manera que, en el presente estudio, se ha elegido la definición ΔT_{lm} basada en las temperaturas medidas de solución y del agua de enfriamiento (definición 2) para calcular el coeficiente global de transferencia de calor.

d. Coeficiente global de transferencia de calor

La carga térmica del absorbedor y la diferencia de temperaturas logarítmica se utilizan para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor.

$$U = \frac{Q_{\text{abs}}}{A_o \Delta T_{\text{lm}}} \quad (6.8)$$

donde el área de transferencia de calor (A_o) se calcula a partir de la superficie externa del tubo:

$$A_o = n \cdot (\pi \cdot d_o L) \quad (6.9)$$

e. Coeficiente de transferencia de calor del lado del agua de enfriamiento

En el circuito de agua de enfriamiento, se ha medido el caudal y las temperaturas de entrada y de salida del absorbedor. Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor, primero se han calculado la velocidad y el número de Reynolds del agua de enfriamiento (ecuaciones 6.10 y 6.12, respectivamente):

$$u_c = \frac{m_c}{A_c} \quad (6.10)$$

donde A_c es el área transversal del tubo:

$$A_c = \frac{\pi d_i^2}{4} \quad (6.11)$$

El número de Reynolds del agua de enfriamiento, Re_c , se define como:

$$Re_c = \frac{u_c \rho_c d_i}{\mu_c} \quad (6.12)$$

donde la densidad (ρ_c) y la viscosidad dinámica del agua (μ_c) se calculan a la temperatura promedio entre la entrada y la salida del agua de enfriamiento.

El número de Nusselt se calcula a través de la correlación de Dittus-Boelter (Winterton, 1998), apropiada para flujo a través de tubo.

$$Nu_c = \frac{h_c d_i}{\lambda_c} = 0.023 Re_c^{0.8} Pr_c^{0.4} \quad (6.13)$$

donde la conductividad térmica del agua de enfriamiento (λ_c) se calcula a la temperatura media entre la entrada y la salida del absorbedor. A partir de la ecuación (6.13) se puede calcular el coeficiente de transferencia de calor del agua de enfriamiento h_c .

f. Coeficiente de transferencia de calor de la película descendente

El coeficiente de global transferencia de calor se define a partir de la combinación de una serie de resistencias térmicas: la resistencia a la transferencia de calor convectiva del lado del agua de enfriamiento, resistencia de transferencia de calor por conducción de la pared de tubo y la resistencia a la transferencia de calor convectiva de la película. El coeficiente de transferencia de calor del lado del agua de enfriamiento se ha discutido anteriormente. Conocidos el coeficiente de transferencia de calor del agua de enfriamiento (h_c) y la resistencia térmica de la pared de tubo, el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente de solución (h_s) se calcula mediante la siguiente expresión:

$$h_s = \left(\frac{1}{U} - \frac{d_o \ln(d_o / d_i)}{2\lambda_{Cu}} - \frac{d_o}{d_i h_c} \right)^{-1} \quad (6.14)$$

g. Número de Nusselt de la película.

El número de Nusselt de la película descendente se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$Nu_{\text{película}} = \frac{h_s \delta}{\lambda_s} \quad (6.15)$$

donde h_s es el coeficiente de transferencia de calor de la película ($\text{W.m}^{-2}.\text{°C}^{-1}$) y λ_s es la conductividad térmica de la solución ($\text{W.m}^{-1}.\text{°C}^{-1}$).

Además, se asume un espesor de película laminar definido por:

$$\delta = \left(\frac{3\mu\Gamma}{\rho^2 g} \right)^{1/3} \quad (6.16)$$

donde Γ , ρ y μ son el caudal másico por dos veces la longitud de tubo ($\text{kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$) la densidad (kg.m^{-3}) y la viscosidad dinámica de la solución ($\text{kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$), respectivamente, y g es la aceleración de la gravedad (m.s^{-2}).

6.2.2.2. Cálculos de transferencia de masa

En esta sección se presentan los cálculos para estimar el coeficiente global de transferencia de masa.

a. Número de Reynolds de la película

Este número adimensional caracteriza a la película descendente de solución que cae por acción de la gravedad. Es definido como:

$$Re_{\text{película}} = \frac{4\Gamma}{\mu} \quad (6.17)$$

b. Flujo másico de vapor absorbido

A partir del balance de masa:

$$m_{s,\text{in}} X_{s,\text{in}} = (m_{s,\text{in}} + m_v) X_{s,\text{out}} \quad (6.18)$$

donde $m_{s,\text{in}}$ es el caudal másico de solución a la entrada del absorbedor, $X_{s,\text{in}}$ y $X_{s,\text{out}}$ son las concentraciones de la solución a la entrada y a la salida del absorbedor, respectivamente, y m_v es el caudal de vapor absorbido.

El caudal de vapor absorbido, m_v , se puede determinar utilizando la siguiente ecuación:

$$m_v = m_{s,\text{in}} \left(\frac{X_{s,\text{in}}}{X_{s,\text{out}}} - 1 \right) \quad (6.19)$$

A partir de la ecuación (6.19), se define el flujo de vapor absorbido por unidad de área de transferencia de masa, A_m y se puede expresar como:

$$m_{\text{abs}} = \frac{m_{s,\text{in}} \left(\frac{X_{s,\text{in}}}{X_{s,\text{out}}} - 1 \right)}{A_m} \quad (6.20)$$

donde el área de transferencia de masa es:

$$A_m = n \cdot \pi \cdot d_o \cdot L \quad (6.21)$$

c. Potencial motriz de la transferencia de masa

Como en el caso del potencial motriz de la transferencia de calor, el potencial motriz de la transferencia de masa (ΔX_{lm}) se puede definir de varias formas. La primera definición del potencial motriz de la transferencia de masa es la diferencia de concentraciones media logarítmica ΔX_{lm} , definida como un valor medio del gradiente de concentraciones existente a lo largo del absorbedor. Se puede calcular mediante la siguiente expresión (Yoon *et al.*, 2006):

$$\Delta X_{\text{lm}} = \frac{(X_{\text{eq},\text{in}} - X_{s,\text{in}}) - (X_{\text{eq},\text{out}} - X_{s,\text{out}})}{\ln \left(\frac{X_{\text{eq},\text{in}} - X_{s,\text{in}}}{X_{\text{eq},\text{out}} - X_{s,\text{out}}} \right)} \quad (6.22)$$

donde $X_{\text{eq},\text{in}}$ y $X_{\text{eq},\text{out}}$ son las concentraciones de equilibrio definidas a la presión del absorbedor y a las temperaturas de entrada y salida de la solución, respectivamente, y $X_{s,\text{in}}$ y $X_{s,\text{out}}$ son las concentraciones en agua de la solución a la entrada y la salida ($\text{kgH}_2\text{O} \cdot \text{m}^{-3}$) (Medrano, 2001).

Otra definición, propuesta Miller (1998), se basa en un potencial motriz máximo entre la concentración de agua a la salida y la concentración de agua en equilibrio a la entrada del absorbedor:

$$\Delta X = X_{s,\text{out}} - X_{\text{eq},\text{in}} \quad (6.23)$$

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de masa en el presente estudio se ha optado por la primera definición, la del ΔX_{lm} .

d. Coeficiente global de transferencia de masa

Se define mediante la siguiente expresión:

$$k_m = \frac{m_v}{A_m \Delta X_{\text{lm}}} \quad (6.24)$$

En el caso de la transferencia de masa, no se pudo mostrar la forma adimensional del coeficiente de transferencia de masa, el número de Sherwood, debido a que la difusividad másica de la solución no se pudo estimar, y el número de Sherwood depende de este valor.

Capítulo 6. Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

6.2.2.3. Análisis de incertidumbres

Se ha realizado un análisis para determinar la incertidumbre de los parámetros de desempeño del absorbedor. Los principales parámetros de interés son: el flujo de vapor absorbido, la carga térmica del absorbedor, los coeficientes global de transferencia de calor y de la película descendente, el coeficiente de transferencia de masa y el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor.

Los parámetros de funcionamiento del absorbedor calculados dependen de variables directas como las medidas de temperatura, presión y caudales máscicos (o volumétricos), y medidas indirectas como lo son las concentraciones de entrada y de salida de la solución. La concentración es una medida indirecta que se obtiene a partir de la temperatura y la densidad de la solución, las fuentes de incertidumbre en la estimación de la concentración también afecta a los parámetros anteriores.

En el Anexo A se presenta la metodología utilizada para el cálculo de incertidumbres de los parámetros de desempeño del absorbedor. Las incertidumbres en los parámetros característicos del funcionamiento del absorbedor se resumen en la tabla 6.1.

Tabla 6.1. Incertidumbres de los parámetros característicos del absorbedor.

Parámetros	Incertidumbres promedio (%)
Flujo de vapor absorbido, m_{abs}	7.4
Carga térmica del absorbedor, Q_{abs}	3.6
Coefficiente global de transferencia de calor, U	3.7
Coefficiente de transferencia de calor de la película descendente, h_s	7.8
Coefficiente de transferencia de masa, k_m	6.1
Grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor, $\Delta T_{sub,out}$	5.1

6.2.3. Condiciones de operación de los ensayos experimentales

Los ensayos experimentales se han realizado bajo las condiciones de operación definidas por la simulación del ciclo de refrigeración por absorción que utiliza la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo (Capítulo 4). Las condiciones de los ensayos son listadas en la tabla 6.2.

Es importante resaltar que para estudiar el efecto de cada variable, el resto de las condiciones de operación se han mantenido constantes. Sin embargo, algunas variables de estudio están estrechamente relacionadas. Por lo cual, se han establecido criterios, que han permitido comparar los diferentes ensayos realizados en una misma base de condiciones de operación.

La temperatura y la concentración de la solución a la entrada al absorbedor influyen en el proceso de absorción porque determinan la desviación con respecto al equilibrio, esto afecta a la fuerza motriz para la transferencia de calor y de masa, así como en las propiedades termodinámicas y de transporte de la solución. Si la solución entra con un grado de subenfriamiento de la solución mayor, el proceso de transferencia de masa iniciará más rápidamente que en los casos en que la temperatura de entrada de solución

M.E. Álvarez

se encuentre más cerca del equilibrio. Si la solución entra a temperaturas próximas al equilibrio debe ser removida una cantidad de calor por el agua de enfriamiento antes de iniciarse el proceso de absorción. Por lo anterior se ha mantenido constante en todos los ensayos realizados el grado de subenfriamiento de la solución a la entrada del absorbedor.

Las condiciones específicas a las cuales se han estudiado el efecto de cada variable, se definen en las secciones siguientes.

Tabla 6.2. Condiciones de operación de los ensayos experimentales.

Condiciones de operación	Rango de variabilidad
Concentración en sales a la entrada del absorbedor (%), $X_{s,in}$	82; 75
Presión (kPa), P_{abs}	30.0; 35.0
Caudal másico de solución por longitud de tubo ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$), Γ	0.010 - 0.021 ($\text{Re}_{\text{película}} = 7\text{-}26$)
Grado de subenfriamiento de la solución a la entrada ($^{\circ}\text{C}$), $\Delta T_{\text{sub},in}$	12
Caudal del agua de enfriamiento ($\text{l}\cdot\text{h}^{-1}$), m_c	150-235 ($\text{Re}_c = 11330\text{-}17670$)
Temperatura del agua de enfriamiento a la entrada del absorbedor ($^{\circ}\text{C}$), $T_{c,in}$	70 - 86

6.3. Resultados experimentales

A continuación se presentan los resultados experimentales obtenidos del análisis de sensibilidad de los parámetros de funcionamiento del absorbedor. Las pruebas experimentales se han realizado de forma sistemática, llevando a cabo un estudio de sensibilidad de cada variable, manteniendo fijas el resto de las variables del sistema para poder evaluar su efecto en cada parámetro.

Los ensayos experimentales se realizaron considerando un caso base de concentración de 82% en peso de la solución de nitratos alcalinos y una presión de operación del absorbedor de 30.0 kPa. El caudal y la temperatura del agua de enfriamiento, y el caudal de solución a la entrada del absorbedor se han variado para evaluar sus efectos en cada parámetro.

El efecto de la presión y la concentración también se han estudiado. Se ha evaluado los parámetros de funcionamiento del absorbedor, a una presión de 35.0 kPa y se han comparado con los resultados obtenidos para 30.0 kPa. De manera similar, se han evaluado los parámetros de funcionamiento del absorbedor a una concentración de 75% en peso de la solución de nitratos alcalinos y se han comparado con los resultados obtenidos en las condiciones del caso base (82% en peso). La tabla 6.2 resume el rango de las condiciones de operación estudiadas.

En el anexo C se presentan tablas con los datos medidos y los parámetros calculados del absorbedor.

6.3.1. Efecto del caudal de agua de enfriamiento

Típicamente, en los absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales se utilizan altos caudales de agua de enfriamiento para asegurar un flujo completamente turbulento y altos coeficientes de transferencia de calor. De esta manera se garantiza que el proceso de absorción no esta limitado por el lado del agua de enfriamiento. Miller (1999) sugiere operar a números de Reynolds por encima de 42000. En este estudio, no se pudo alcanzar valores de Reynolds tan altos, sin embargo, se han realizado ensayos variando el caudal de agua de enfriamiento para determinar su efecto en los parámetros de desempeño del absorbedor.

Tabla 6.3. Condiciones de operación para el estudio del efecto del caudal de agua de enfriamiento en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.

Condiciones de operación	Rango	
Presión de operación del absorbedor, P_{abs}	30.0 kPa	
Concentración de solución a la entrada, $X_{s,in}$	82.0 %	
Caudal de solución por longitud de tubo, Γ	0.021 kg.m ⁻¹ .s ⁻¹	
Grado de subenfriamiento de la solución a la entrada del absorbedor, $\Delta T_{sub,in}$	12°C	
Temperatura de entrada del agua de enfriamiento, $T_{c,in}$	85°C	82, 83, 84°C
Caudal del agua de enfriamiento, $m_{c,in}$	150-235 l.h ⁻¹	150, 180, 200 l.h ⁻¹

Se ha variado el caudal de agua de enfriamiento en el rango de 150 l.h⁻¹ a 235 l.h⁻¹, que corresponde a números de Reynolds entre 11330 y 17670, respectivamente. Se ha estudiado el efecto del caudal de agua de enfriamiento a una temperatura del agua de 85°C. También, se ha evaluado el desempeño del absorbedor a otras tres temperaturas de entrada de agua de enfriamiento (82, 83 y 84°C) a solo tres caudales distintos de agua de enfriamiento 150, 180 y 200 l.h⁻¹ para comprobar la tendencia del efecto del caudal de agua de enfriamiento a otras temperaturas de entrada de agua (ver tabla C.1, anexo C). El resto de variables del sistema se han mantenido en los valores resumidos en la tabla 6.3.

Los resultados obtenidos a una concentración de solución de entrada de 82% en peso, sugieren que el desempeño del absorbedor tiene una mejora continua con el aumento del número de Reynolds de agua de enfriamiento. Las figuras 6.2 y 6.3 muestran el efecto del caudal de agua de enfriamiento en la carga térmica del absorbedor y en el flujo de vapor absorbido, respectivamente. La fuerza motriz que promueve el proceso de absorción del vapor de agua por la película descendente de solución se define en función de la diferencia entre la presión parcial del agua en la interfase líquido-vapor y la presión de operación del absorbedor. Esta fuerza motriz depende del flujo de calor desde la película descendente hacia el agua de enfriamiento, el cual a su vez depende tanto del caudal como de la temperatura del agua de enfriamiento. El flujo de vapor absorbido aumenta de 3.67 a 4.43 g.m⁻²s⁻¹ cuando el número de Reynolds del agua de enfriamiento se aumenta de 11330 y 17670 para una temperatura de entrada de agua de 85°C.

Aumentando el caudal de agua de enfriamiento se aumenta la capacidad del agua para retirar calor del absorbedor, y consecuentemente permite aumentar la transferencia de

masa en la película descendente, por lo cual el coeficiente de transferencia de masa y la diferencia de concentración entre la entrada y la salida de la solución del absorbedor también aumentan con el caudal de agua (figuras 6.4 y 6.5).

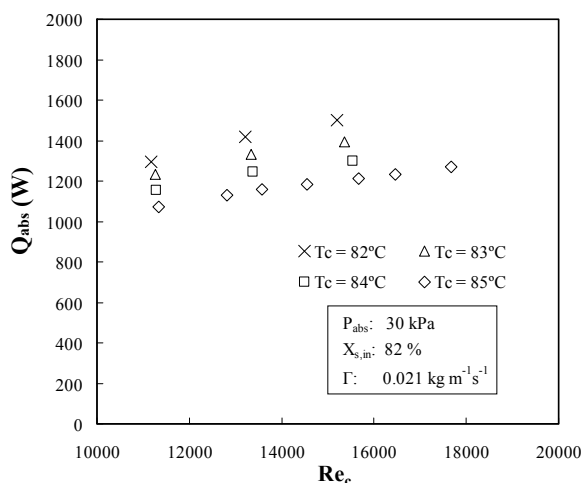


Figura 6.2. Efecto del caudal de agua de enfriamiento en la carga térmica del absorbedor.

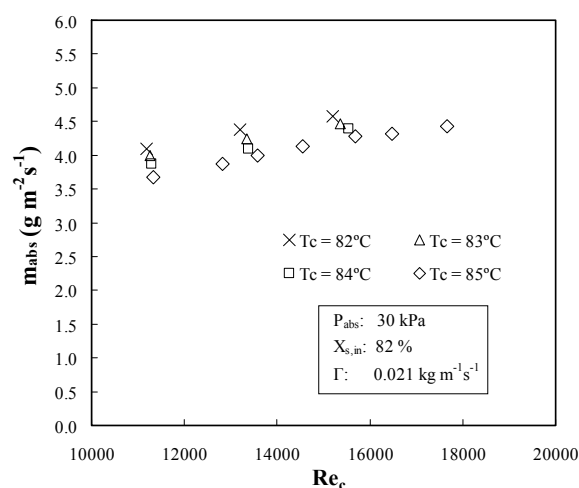


Figura 6.3. Efecto del caudal de agua de enfriamiento en el flujo de vapor absorbido.

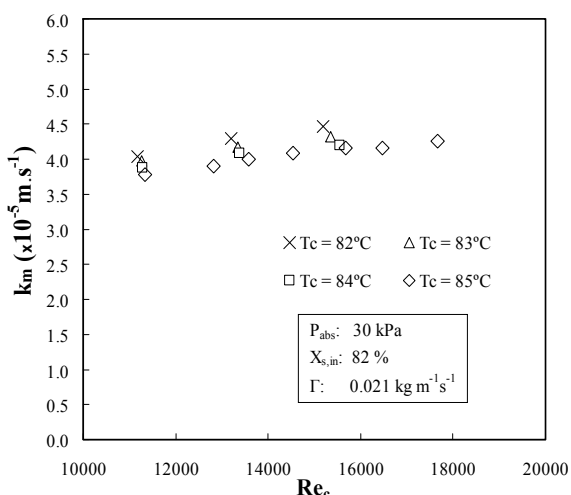


Figura 6.4. Efecto del caudal del agua de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de masa.

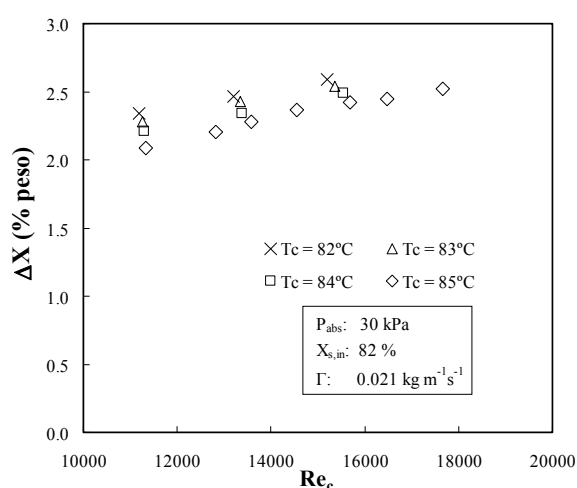


Figura 6.5. Efecto del caudal de agua de enfriamiento en la diferencia de concentraciones de solución entre la entrada y la salida del absorbedor.

Los resultados de los ensayos a una temperatura de entrada del agua de enfriamiento de 85°C , tienen tendencias similares a los obtenidos a temperaturas inferiores. El efecto de la temperatura de entrada del agua enfriamiento se analiza con más detalle en la siguiente sección.

Las figuras 6.6 y 6.7 muestran el efecto del número de Reynolds del agua de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente y en el número de Nusselt, respectivamente. En estas figuras se puede observar que a medida que aumenta el caudal del agua de enfriamiento aumenta el coeficiente de transferencia de calor de la solución y el número de Nusselt de la película descendente, esto se atribuye al aumento de la capacidad de disipación del calor de absorción con el aumento del caudal de agua de enfriamiento. El coeficiente de transferencia de calor de la

Capítulo 6. Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

solución aumenta de 1031.9 a 1182.6 $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot^{\circ}\text{C}^{-1}$ y el número de Nusselt aumenta de 0.44 a 0.50, cuando el número de Reynolds del agua de enfriamiento varía entre 11330 y 17670 para una temperatura de entrada de agua de 85°C.

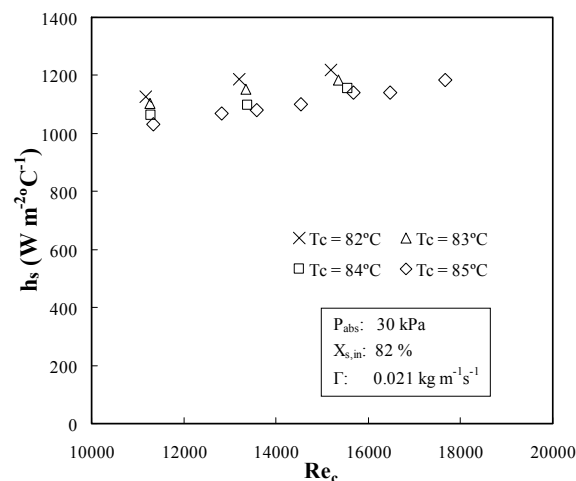


Figura 6.6. Efecto del caudal del agua de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente.

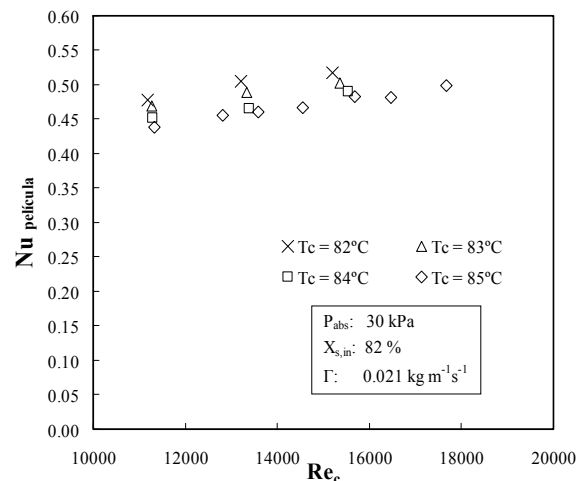


Figura 6.7. Efecto del caudal de agua de enfriamiento en el número de Nusselt de la película descendente.

La figura 6.8 muestra el comportamiento del grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor en función del número de Reynolds del agua de enfriamiento. El grado de subenfriamiento aumenta ligeramente con el aumento del caudal del agua de enfriamiento en el rango estudiado. Para una temperatura de entrada de agua de 85°C, el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor varía entre 12.6 y 13.6°C al aumentar el número de Reynolds del agua de enfriamiento de 11330 a 17670. Esta tendencia se debe a que al aumentar el Reynolds del agua de subenfriamiento (para un mismo caudal de solución) se aumenta la capacidad de retirar el calor de absorción y el absorbedor enfría más la solución antes de su salida del absorbedor.

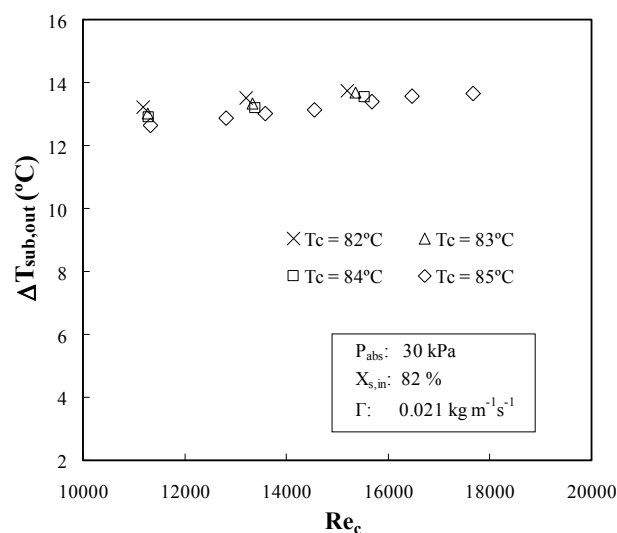


Figura 6.8. Efecto del caudal del agua de enfriamiento en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor.

6.3.2. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento

Para evaluar el efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en los parámetros de desempeño del absorbedor, se ha variado la temperatura del agua de 78 a 85°C. En la tabla 6.4 se resumen las condiciones de operación de los ensayos realizados para evaluar el efecto de la temperatura del agua de enfriamiento. Se ha realizado una serie de ensayos a un caudal de agua de enfriamiento de 180 l.h⁻¹, variando la temperatura de entrada de agua de enfriamiento de 78 a 85°C en incrementos de 1°C. Otras dos series de ensayos se han realizado con el fin de comprobar la tendencia del efecto de la temperatura y caudal del agua de enfriamiento: a un caudal de agua de enfriamiento de 205 l.h⁻¹ en el rango de temperaturas de agua de 82 a 86°C y a un caudal de agua de enfriamiento de 150 l.h⁻¹ en el rango de temperaturas de agua de 83 a 85°C. En la tabla C.2 del anexo C se resumen los datos experimentales y parámetros calculados para el estudio del efecto de la temperatura del agua de enfriamiento.

Tabla 6.4. Condiciones de operación para el estudio del efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.

Condiciones	Rango
Presión de operación del absorbedor, P_{abs}	30.0 kPa
Concentración de solución a la entrada, $X_{s,in}$	82.0 %
Caudal de agua de enfriamiento, m_c	150-235 l.h ⁻¹ ($Re_c=11270-15760$)
Temperatura de entrada de agua de enfriamiento, $T_{c,in}$	78-86 °C
Caudal de solución por longitud de tubo, Γ	0.021 kg.m ⁻¹ .s ⁻¹
Grado de subenfriamiento de la solución a la entrada del absorbedor, $\Delta T_{sub,in}$	12°C

Aumentando la temperatura del agua de enfriamiento se produce una disminución prácticamente lineal de la carga del absorbedor y del flujo de vapor absorbido (figuras 6.9 y 6.10). Cuando se aumenta la temperatura del agua de enfriamiento de 78 a 85°C, la carga térmica del absorbedor disminuye un 35% y el flujo de vapor absorbido disminuye un 19%. En otros estudios (Miller, 1999a; Deng y Ma, 1999) se han obtenido tendencias similares. El aumento en la temperatura del agua de enfriamiento, implica una menor diferencia de temperaturas entre el agua de enfriamiento y la solución concentrada, esta diferencia reduce la presión parcial de la solución en la interfase líquido-vapor (Medrano *et al.*, 2002). Esta reducción del potencial motriz reduce el flujo de vapor absorbido y también la diferencia de concentraciones, ΔX (figura 6.11).

Como se ha mencionado anteriormente, al aumentar la temperatura del agua de enfriamiento de 78 a 85 °C, la carga térmica del absorbedor se reduce en un 35%, sin embargo, en estas mismas condiciones el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente de solución disminuye en un 18%, como se aprecia en la figura 6.12. A pesar de que el gradiente de temperaturas definido ΔT_{lm} disminuye con el aumento de la temperatura del agua, la carga térmica del absorbedor lo hace en mayor proporción. El efecto neto es la disminución menos acentuada en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente. El número de Nusselt de la película descendente de solución (figura 6.13) muestra la misma tendencia que el coeficiente de transferencia de calor a estas condiciones de operación.

Capítulo 6. Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

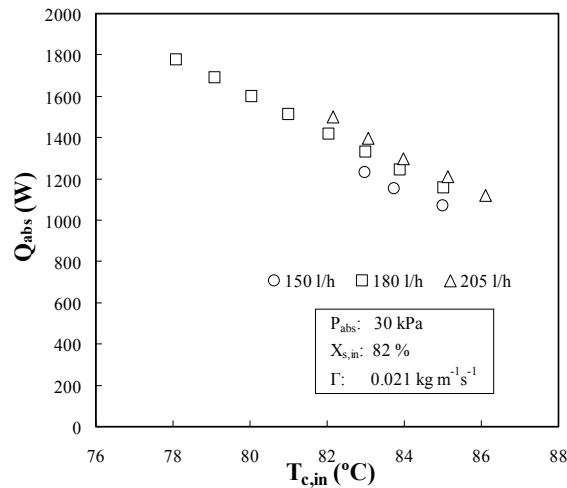


Figura 6.9. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en la carga térmica del absorbedor.

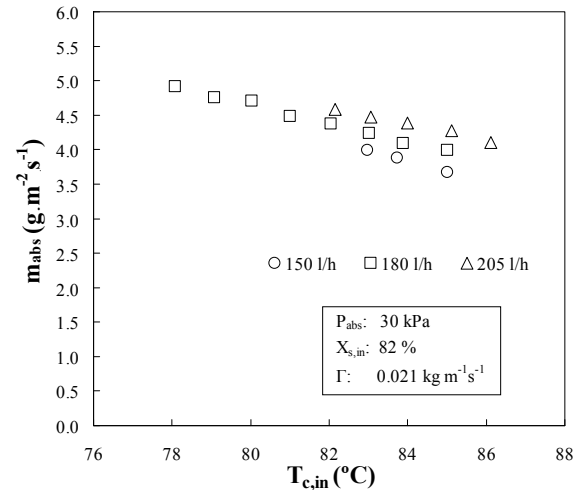


Figura 6.10. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el flujo de vapor absorbido.

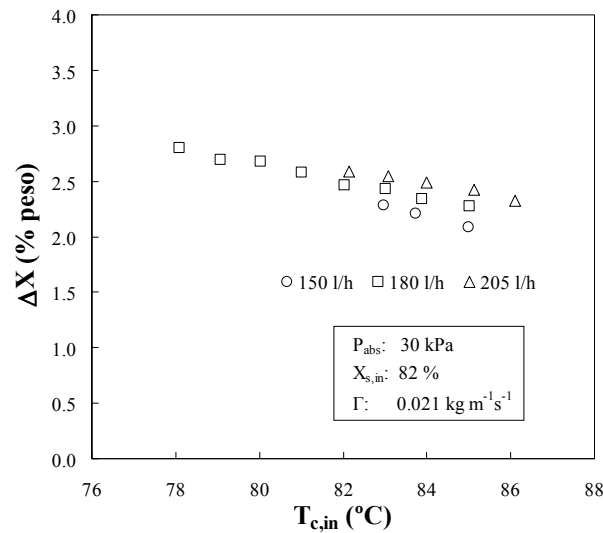


Figura 6.11. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en la diferencia de concentraciones de solución entre la entrada y la salida del absorbedor.

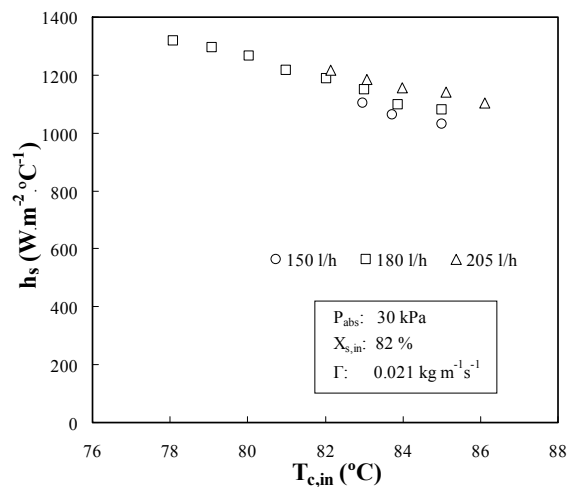


Figura 6.12. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente.

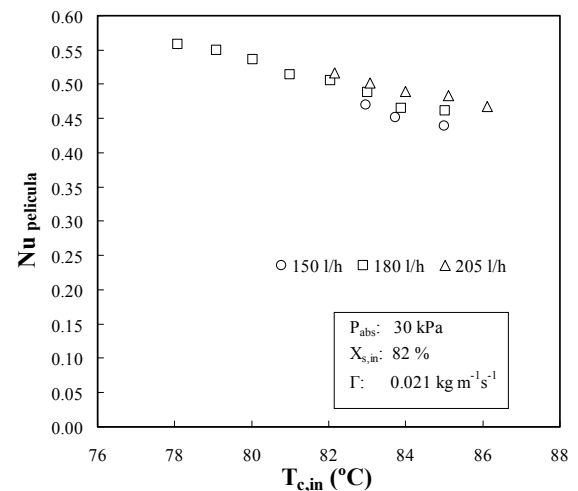


Figura 6.13. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el número de Nusselt de la película descendente.

En la figura 6.14 se muestra el efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de masa. Se evidencia que el coeficiente de transferencia de masa disminuye en un 14% con el aumento en la temperatura del agua de enfriamiento de 78 a 85°C, debido a la reducción del gradiente de la transferencia de masa en la interfase líquido-vapor.

La figura 6.15 representa el efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor. Para el rango de temperaturas de agua de enfriamiento estudiado, el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor disminuye levemente con el aumento de la temperatura del agua de enfriamiento. Nuevamente, los altos valores del grado de subenfriamiento de la solución, del orden de 13°C, indican que en la parte inferior del absorbedor trabaja como un intercambiador de calor y produce un enfriamiento de la solución.

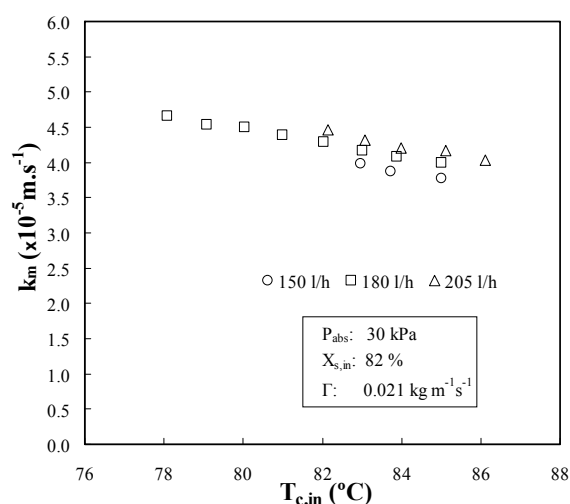


Figura 6.14. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de masa.

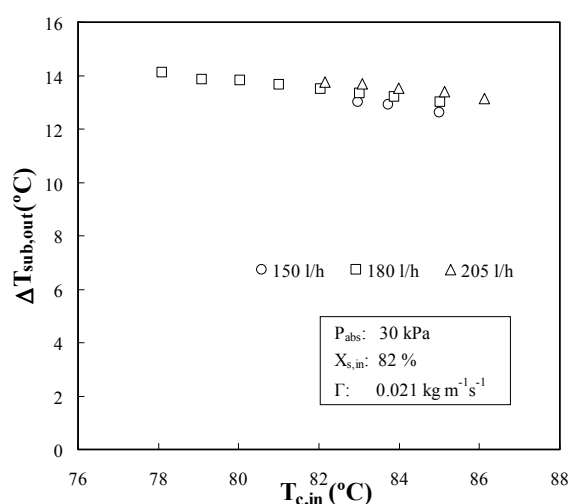


Figura 6.15. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor.

6.3.3. Efecto del caudal de solución

El efecto del caudal másico de solución se ha estudiado en el rango de 0.011-0.021 kg.m⁻¹.s⁻¹, correspondientes a Re_{película} en el rango de 7.0 a 13.3. La tabla 6.5 muestra las condiciones de operación de los ensayos realizados para el estudio del efecto del caudal de solución sobre los parámetros de funcionamiento del absorbedor. El efecto del caudal de solución se ha estudiado a dos temperaturas de entrada del agua de enfriamiento, 80 y 85°C. Es importante resaltar que se ha mantenido para todos los ensayos el grado de subenfriamiento de solución a la entrada del absorbedor en 12°C, para mantener en todos los ensayos los mismos efectos asociados al subenfriamiento. En la tabla C.3 del anexo C se resumen los datos experimentales y parámetros calculados para el estudio del efecto del caudal de solución a las condiciones definidas en la tabla 6.5.

El efecto del caudal másico de solución sobre la carga térmica del absorbedor se muestra en la figura 6.16. Aumentando el caudal másico de la película descendente se obtiene un aumento en la carga térmica del absorbedor. Para ambas temperaturas de

entrada del agua de enfriamiento, 80 y 85°C, el aumento en la carga térmica del absorbedor es del orden de 16% en el rango de caudales de solución estudiados. Este aumento en la carga del absorbedor está directamente relacionado con la masa de vapor absorbida por la película descendente, por lo cual el flujo de vapor absorbido es mayor al aumentar el caudal de solución (figura 6.17). A 85 y 80 °C del agua de enfriamiento el flujo de vapor absorbido varía en los intervalos de 3.15-4.00 y 3.92-4.70 g.m⁻².s⁻¹, respectivamente.

Tabla 6.5. Condiciones de operación para el estudio del efecto caudal de solución en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.

Condiciones de operación	Rango
Presión de operación del absorbedor, P _{abs}	30.0 kPa
Concentración de solución a la entrada, X _{s,in}	82.0 %
Caudal de agua de enfriamiento, m _c	180 l.h ⁻¹
Temperatura de entrada del agua de enfriamiento, T _{c,in}	80, 85 °C
Caudal de solución por longitud de tubo, Γ	0.011-0.021 kg.m ⁻¹ .s ⁻¹
Grado de subenfriamiento de la solución a la entrada del absorbedor, ΔT _{sub,in}	12°C

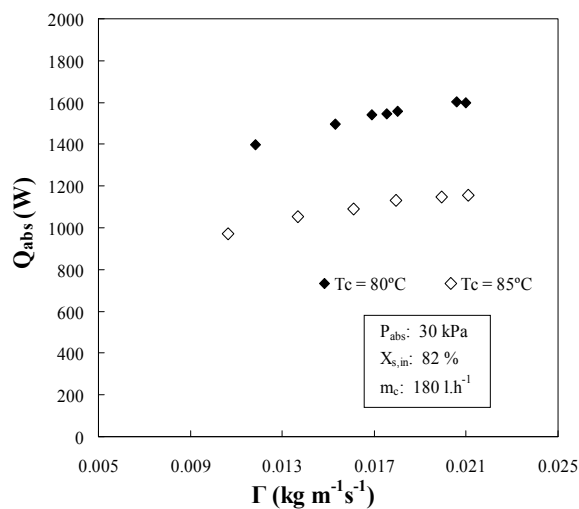


Figura 6.16. Efecto del caudal de solución en la carga térmica del absorbedor.

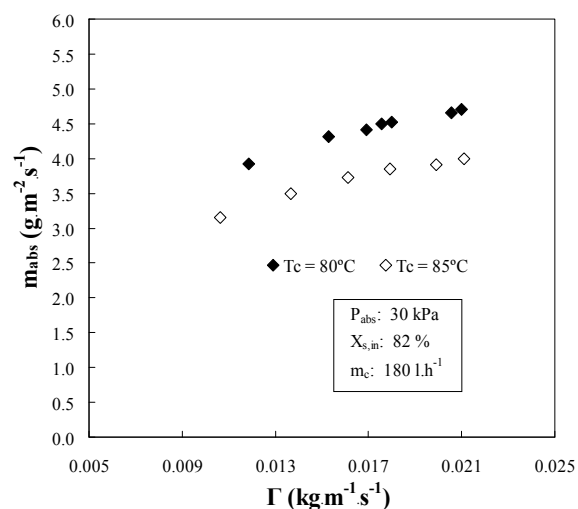


Figura 6.17. Efecto del caudal de solución en el flujo de vapor absorbido.

De acuerdo a la ecuación (6.16), a pequeños caudales de solución el espesor de la película descendente es menor, por lo cual la película descendente de solución está más expuesta al vapor de agua, y consecuentemente la concentración en el seno de solución decrece más rápidamente (figura 6.18). Con el aumento del caudal de solución se consigue que la película descendente sea más uniforme y que cubra una mayor área del absorbedor, lo cual mejora la absorción de vapor. Además, al aumentar el caudal, el mezclado de la solución entre tubo y tubo es mayor.

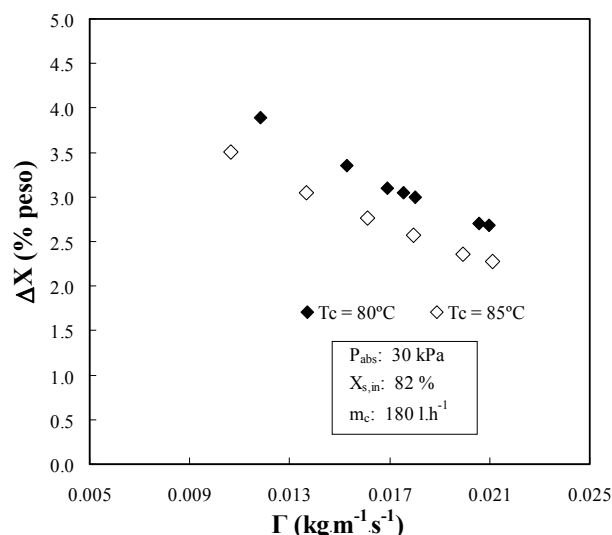


Figura 6.18. Efecto del caudal de solución en la diferencia de concentraciones de solución entre la entrada y la salida del absorbedor.

En la figura 6.19 se muestra el efecto del caudal de solución en el coeficiente de transferencia de calor de película descendente. La tendencia observada es similar a la obtenida por Beutler *et al.* (1996) y Hoffman *et al.* (1996), los cuales también estudiaron el efecto del caudal de solución en el coeficiente de transferencia de calor en un absorbedor de tubos horizontales pero con H₂O/LiBr como fluido de trabajo. El coeficiente de transferencia de calor de la película descendente aumenta con el caudal de solución. El aumento en el coeficiente de transferencia de calor de la película es más pronunciado a caudales bajos, esto se debe a que a menores caudales de solución existe un menor mojado de los tubos y en consecuencia una menor área de transferencia de calor. A mayores caudales de solución, por encima de 0.018 kg·m⁻¹·s⁻¹ el coeficiente de transferencia de calor parece tener una tendencia asintótica, similar a resultados obtenidos con H₂O/LiBr por Hoffman *et al.* (1996), Kyung y Herold (2002) y Yoon *et al.* (2006). También a mayores caudales de solución el espesor de película aumenta, lo que promueve un aumento más pronunciado en el número de Nusselt con el caudal de solución (figura 6.20). En el rango de caudales de solución estudiado el aumento del número de Nusselt es de alrededor de 40% para temperaturas de agua de enfriamiento de 80 y 85°C.

La figura 6.21 presenta el coeficiente de transferencia de masa en función del caudal de solución. Para temperaturas de entrada del agua de enfriamiento de 80 y 85°C, el coeficiente de transferencia de masa aumenta en el orden de 30% en el rango del caudal de solución estudiado. Para 80°C de temperatura de entrada del agua de enfriamiento, el coeficiente de transferencia de masa aumenta de 3.6×10^{-5} a 4.5×10^{-5} m·s⁻¹ al aumentar de 0.012 a 0.021 kg·m⁻¹·s⁻¹ el caudal y para 85°C el coeficiente de transferencia de masa aumenta de 3.0×10^{-5} a 4.0×10^{-5} m·s⁻¹ al variar el caudal de solución en el rango de 0.011 a 0.021 kg·m⁻¹·s⁻¹. El aumento en el coeficiente de transferencia de masa se atribuye a dos condiciones, en primer lugar, al aumento en el flujo de vapor absorbido comentado anteriormente, y en segundo lugar, a la disminución en el gradiente de concentración (ΔX_{lm}) como consecuencia de la disminución acentuada de $X_{s,out}$ al aumentar el caudal de solución.

Capítulo 6. Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

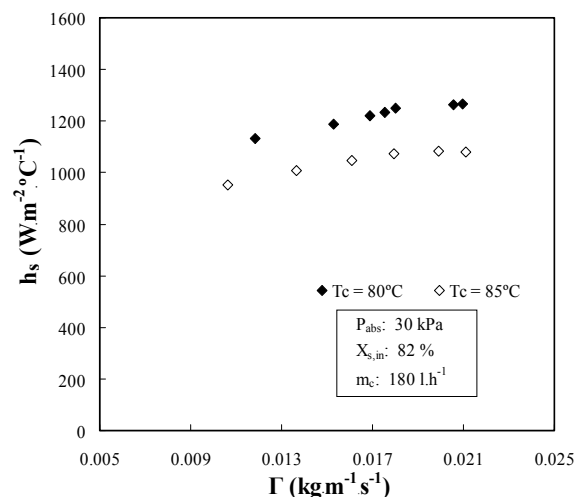


Figura 6.19. Efecto del caudal de solución en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente.

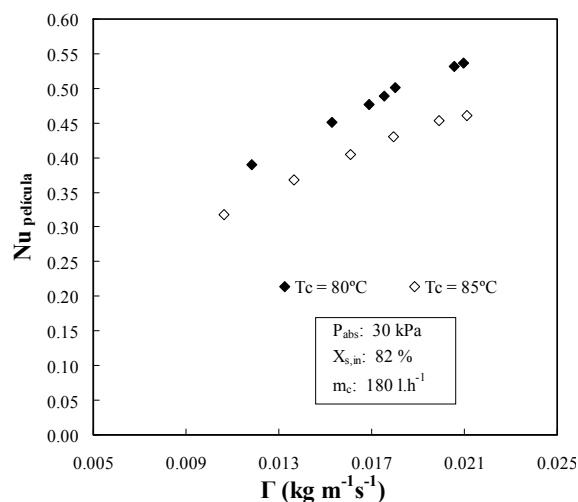


Figura 6.20. Efecto del caudal de solución en el Número de Nusselt de la película descendente.

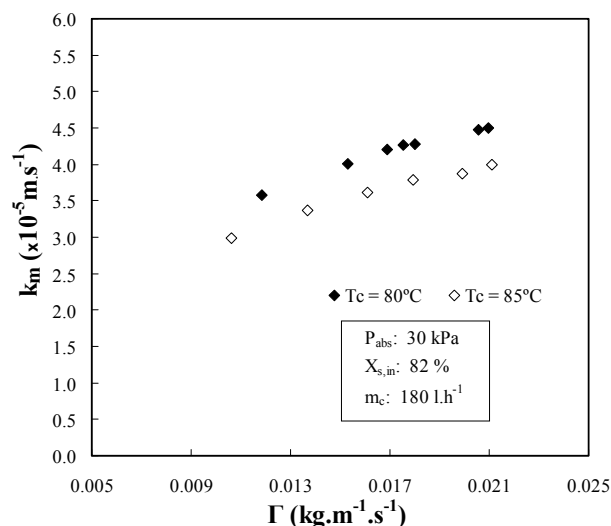


Figura 6.21. Efecto del caudal de solución en el coeficiente de transferencia de masa.

Por otra parte, el grado de subenfriamiento a la salida del absorbedor disminuye con el aumento del caudal de solución (figura 6.22), siendo la variación de aproximadamente del orden de 1°C para las temperaturas de agua de enfriamiento de 80 y 85°C en el rango de caudales de solución de 0.011 a 0.021 kg·m⁻¹·s⁻¹. El menor espesor de película de solución (obtenido a caudales menores), promueve una mayor exposición al vapor y por consiguiente la solución se satura más rápidamente que a mayores espesores de la película. También, el mayor mezclado que se produce al aumentar del caudal promueve la reducción del subenfriamiento.

Es importante resaltar, que el distribuidor de solución permitió mantener un flujo uniforme a lo largo del haz de tubos en el rango de caudales estudiados. Los resultados mostrados están basados en la consideración de que los tubos son mojados completa y uniformemente. Sin embargo, aunque se ha observado un aceptable mojado de tubos, a bajos caudales el mojado no fue completo. Cuando el caudal de solución aumenta se observa un mejor mojado de la superficie. A través de un registro fotográfico realizado para cada prueba experimental, se ha podido evidenciar el efecto de la disminución del área de mojado de los tubos al reducir el caudal de solución (figura 6.23).

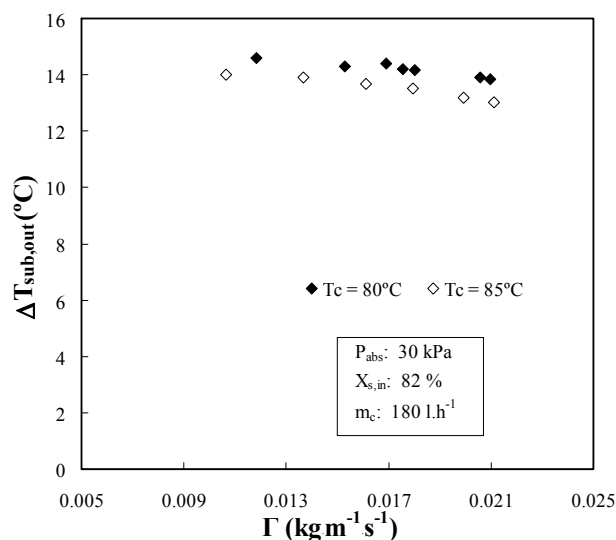


Figura 6.22. Efecto del caudal de solución en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor.

Al aumentar aún más el caudal de solución, se ha evidenciado, una transición de gotas a chorros, formando columnas de líquido (figura 6.23b). También, el diámetro del chorro que se forma parece aumentar con el aumento del caudal de solución. Hu y Jacobi (1998) muestran resultados similares para los patrones de flujo de la película descendente en condiciones de $Re_{\text{película}}$ similares.

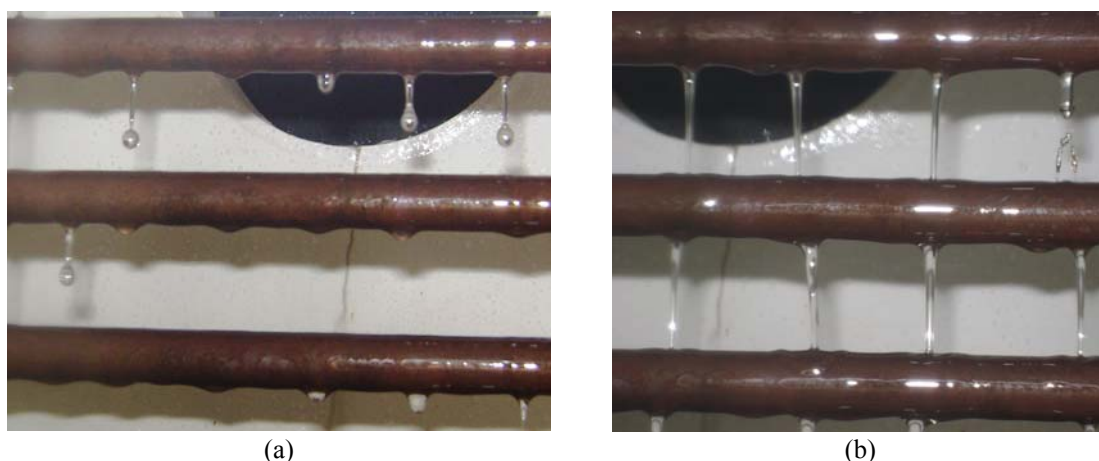


Figura 6.23. Fotografías de la película descendente de solución sobre el haz de tubos horizontales a 82% de concentración de sales, presión de operación del absorbedor de 30.0 kPa (a) Caudal de solución $0.010 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ($Re_{\text{película}}=7.0$); (b) Caudal de solución $0.021 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ($Re_{\text{película}}=13.2$).

6.3.4. Efecto de la presión de operación del absorbedor

A continuación se presentan los resultados obtenidos del estudio del efecto de la presión de operación del absorbedor en el proceso de absorción. Los ensayos se han realizado a dos presiones de operación del absorbedor: 30.0 y 35.0 kPa y se han mantenido constantes el resto de variables de operación en los valores siguientes expresados en la tabla 6.6.

La presión del absorbedor se controla a través de la temperatura de solución en el generador, por lo cual la temperatura de entrada de solución al absorbedor, que se toma del depósito del generador varía de una presión a otra. Para minimizar los efectos del subenfriamiento, se han ajustado las condiciones experimentales para obtener un grado de subenfriamiento de la solución a la entrada del absorbedor igual para todos los ensayos (12°C), así como también, se ha mantenido la diferencia de temperatura entre las corrientes de la solución y del agua de enfriamiento a la entrada al absorbedor en 23°C, igual en los ensayos realizados. Estos ajustes permiten obtener condiciones de operación equivalentes para el estudio del desempeño del absorbedor a dos presiones diferentes. En la tabla C.4 del anexo C resumen los datos medidos experimentalmente y los parámetros calculados para el estudio del efecto de la presión de operación del absorbedor a las condiciones de operación establecidas en la tabla 6.6.

Tabla 6.6. Condiciones de operación para el estudio del efecto de la presión de operación del absorbedor en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.

Condiciones	Rango
Presión de operación del absorbedor, P_{abs}	30.0, 35.0 kPa
Concentración de solución a la entrada, $X_{s,in}$	82.0 %
Caudal de agua de enfriamiento, m_c	180 l.h ⁻¹
Caudal de solución por longitud de tubo, Γ	0.011-0.021 kg.m ⁻¹ .s ⁻¹
Grado de subenfriamiento de la solución a la entrada del absorbedor, $\Delta T_{sub,in}$	12 °C
$T_{s,in}-T_{c,in}$	23°C

Como se ha mencionado anteriormente, el potencial motriz para la absorción de vapor en la película descendente se puede expresar en función de la diferencia entre la presión parcial del vapor de agua en la fase vapor (presión de operación del absorbedor) y la presión de vapor de la solución a la interfase líquido-vapor (Medrano *et al.*, 2002). Al aumentar la presión de trabajo del absorbedor aumenta la fuerza motriz.

La figura 6.24 representa el efecto de la presión de operación del absorbedor en la carga térmica del absorbedor, a diferentes caudales de solución. Al aumentar la presión de 30.0 a 35.0 kPa aumenta la carga térmica del absorbedor en aproximadamente 7%, en todo el rango de caudal de solución estudiado. La figura 6.25 muestra la influencia de la presión de operación del absorbedor en el flujo de vapor absorbido. Se puede observar que aumenta en aproximadamente un 14% al pasar de 30.0 a 35.0 kPa de presión en el absorbedor. Este aumento se explica por el aumento del potencial motriz para la transferencia de masa.

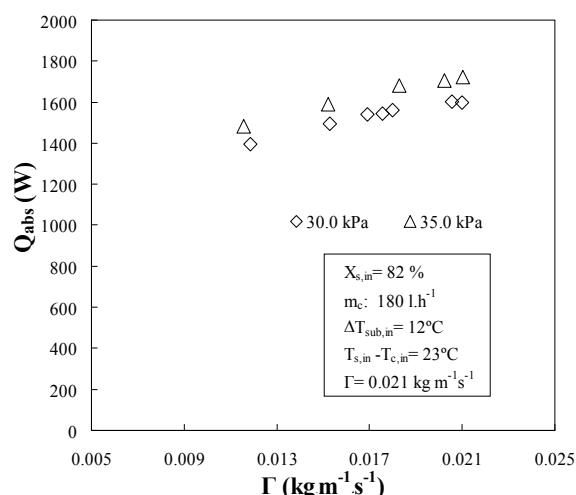


Figura 6.24. Efecto de la presión de operación del absorbedor en la carga térmica del absorbedor.

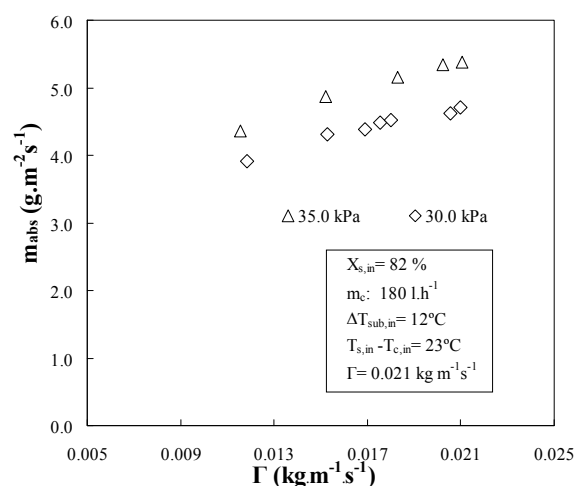


Figura 6.25. Efecto de la presión de operación del absorbedor en el flujo de vapor absorbido.

En la figura 6.26 se muestra la diferencia de concentraciones entre la solución a la entrada y la salida del absorbedor en función de la presión de operación del absorbedor a varios caudales de solución. Se observa una disminución de la diferencia de concentraciones al aumentar el caudal de solución y al disminuir la presión de operación del absorbedor.

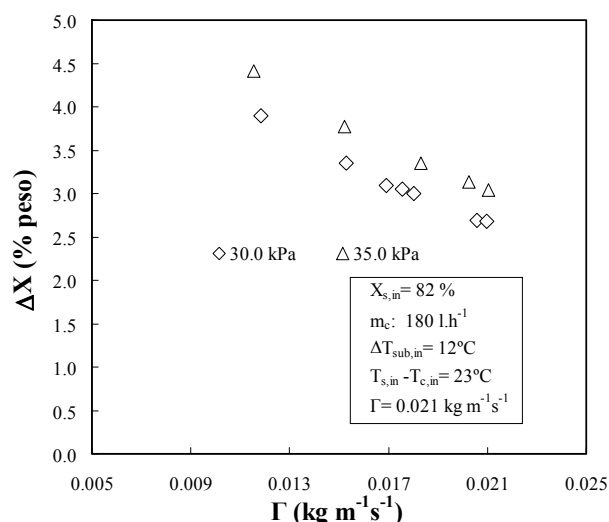
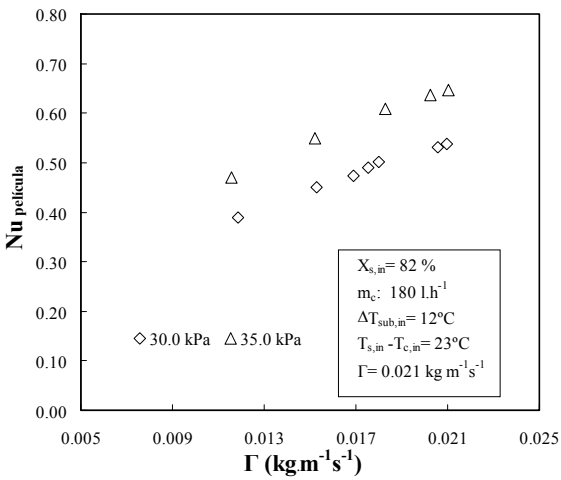
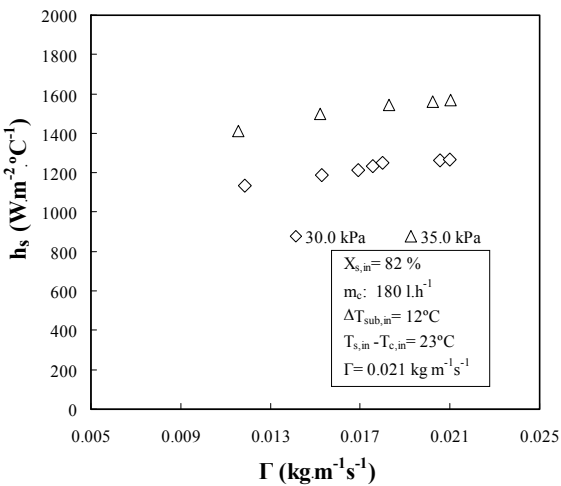


Figura 6.26. Efecto de la presión de operación del absorbedor en la diferencia de concentraciones de solución de entrada y salida del absorbedor.

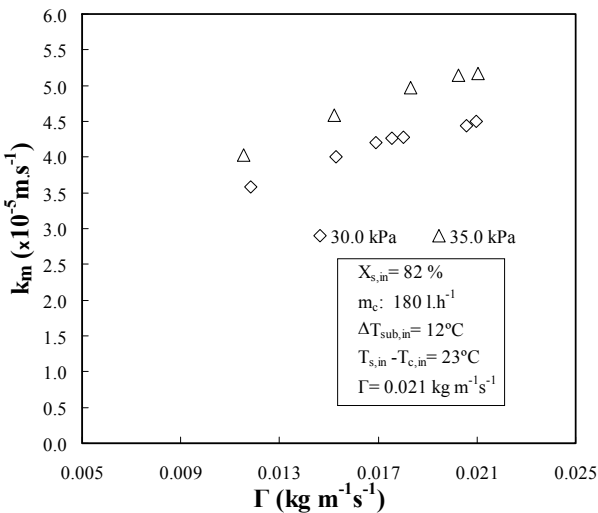
En las figuras 6.27 y 6.28 se muestran el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente y el número de Nusselt en función del caudal de solución a dos diferentes presiones de operación del absorbedor. Se puede observar que ambos parámetros (h_s y $Nu_{\text{película}}$) aumentan con la presión. El coeficiente de transferencia de calor de la película descendente tiene valores en los intervalos 1132.8-1269.1 y 1414.0-1568.5 $\text{W.m}^{-2}.\text{C}^{-1}$ para 30.0 y 35.0 kPa, respectivamente. El número de Nusselt aumenta un 16% al pasar de 30.0 a 35.0 kPa. Nuevamente, se puede observar que a mayores caudales de solución el espesor de película aumenta, lo que promueve un

Capítulo 6. Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

aumento más pronunciado en el número de Nusselt con el caudal de solución que en el coeficiente de transferencia de calor.



En la figura 6.29 se presenta la influencia de la presión de operación del absorbedor en el coeficiente de transferencia de masa, a varios caudales de solución. Un aumento de aproximadamente 20% se obtiene en el coeficiente de transferencia de masa al aumentar la presión de operación del absorbedor de 30.0 a 35.0 kPa.



La figura 6.30 representa el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor en función de la presión del absorbedor y el caudal de solución. Se observa una ligera tendencia a que el subenfriamiento de la solución aumente con la presión del absorbedor, siendo este aumento del orden de 0.7°C cuando la presión varía de 30.0 a 35.0 kPa, en todo el intervalo de caudales de solución estudiados.

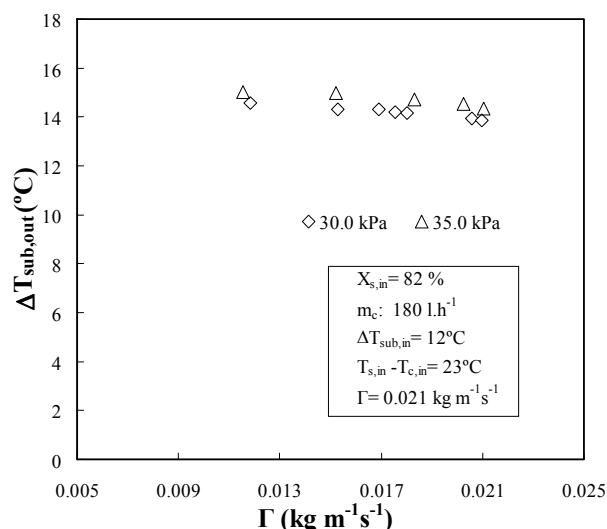


Figura 6.30. Efecto de la presión de operación del absorbedor y el caudal de solución en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor.

Adicionalmente, se han realizado otros ensayos para evaluar el efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en los parámetros de funcionamiento del absorbedor a una presión de 35.0 kPa. Los datos experimentales y los parámetros calculados para estos ensayos se incluyen en el anexo C, tabla C.5. Se ha observado que el comportamiento de los parámetros de funcionamiento del absorbedor fueron siempre mejores a mayor presión de operación del absorbedor. Además, los resultados demuestran que los parámetros de funcionamiento del absorbedor siguen tendencias similares para ambas presiones estudiadas, es decir, se obtiene una mejora en la eficiencia del absorbedor (en el mismo orden de magnitud) con la disminución de la temperatura de agua de enfriamiento. Los parámetros de funcionamiento del absorbedor obtenidos al aumentar la temperatura del agua de enfriamiento de 78 a 85 $^{\circ}\text{C}$ se encuentran en los siguientes rangos: la carga térmica del absorbedor disminuye de 2295.9 a 1724.0 W, el flujo de vapor absorbido disminuye de 6.55 a 5.37 $\text{g.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$, el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente disminuye de 1715.8 a 1568.5 $\text{W.m}^{-2}.\text{^{\circ}C}^{-1}$, el coeficiente de transferencia de masa disminuye de $(5.9 \text{ a } 5.2) \times 10^{-5} \text{ m.s}^{-1}$ y el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor disminuye de 15.7 a 14.4 $^{\circ}\text{C}$.

6.3.5. Efecto de la concentración de solución

En esta sección se estudia el efecto en los parámetros de funcionamiento del absorbedor al variar la concentración de entrada de la solución 82% a 75%. En la tabla 6.7, se detallan las condiciones de operación establecidas para el estudio del efecto de la concentración de solución. En la tabla C.6 (anexo C) se resumen los datos experimentales y parámetros calculados para el estudio del efecto la concentración de solución a las condiciones definidas en la tabla 6.7.

Al disminuir la concentración de la solución de nitratos alcalinos se aumenta la presión de vapor y, consecuentemente disminuye la fuerza motriz para la transferencia de masa. Por lo tanto, una mayor concentración de sales en la solución tendrá mayor capacidad de absorber vapor hasta que la presión parcial del agua y la presión de vapor de la solución tiendan a igualarse.

Tabla 6.7. Condiciones de operación para el estudio del efecto de la concentración de entrada de la solución al absorbedor en los parámetros de funcionamiento del absorbedor.

Condiciones	Rango
Presión de operación del absorbedor, P_{abs}	30.0 kPa
Concentración de solución a la entrada, $X_{s,in}$	75.0; 82.0 %
Caudal de agua de enfriamiento, m_c	180 l.h ⁻¹
Caudal de solución por longitud de tubo, Γ	0.011-0.021 kg.m ⁻¹ .s ⁻¹
Grado de subenfriamiento de la solución a la entrada del absorbedor $\Delta T_{sub,in}$	12°C
$T_{s,in}-T_{c,in}$	18°C

En las figuras 6.31 y 6.32 se muestra el efecto de la concentración de la solución, variando el caudal de solución a la entrada del absorbedor, en la carga térmica del absorbedor y en el flujo de vapor absorbido, respectivamente. Se observa como la carga térmica del absorbedor y el flujo de vapor absorbido, aumentan con la concentración de solución a la entrada del absorbedor. Se obtiene que la carga térmica aumenta en un 15% en promedio y el flujo absorbido se aumenta en un 16% en promedio al variar la concentración de solución de 75 a 82%. Para una concentración de 75% en sales el flujo de vapor absorbido varía entre 2.83 y 3.61 g.m⁻².s⁻¹ mientras que para una concentración de 82% el rango de variación de 3.15-4.00 g.m⁻².s⁻¹ cuando se aumenta el caudal de solución de 0.011 a 0.021 kg.m⁻¹.s⁻¹. La diferencia de concentraciones entre la entrada y salida del absorbedor (figura 6.33) también aumenta con la concentración de entrada de solución al absorbedor.

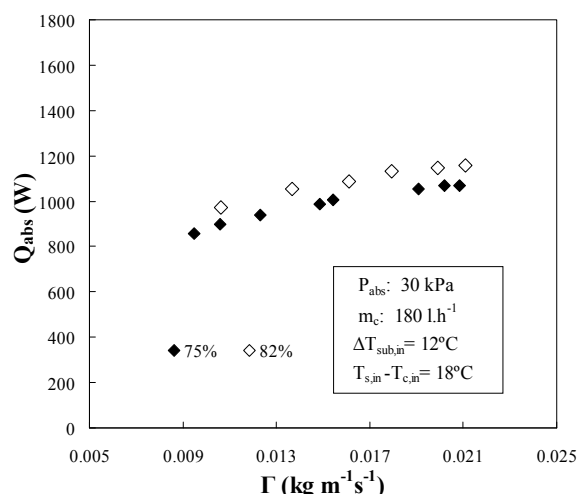


Figura 6.31. Efecto de la concentración de solución en la carga térmica del absorbedor.

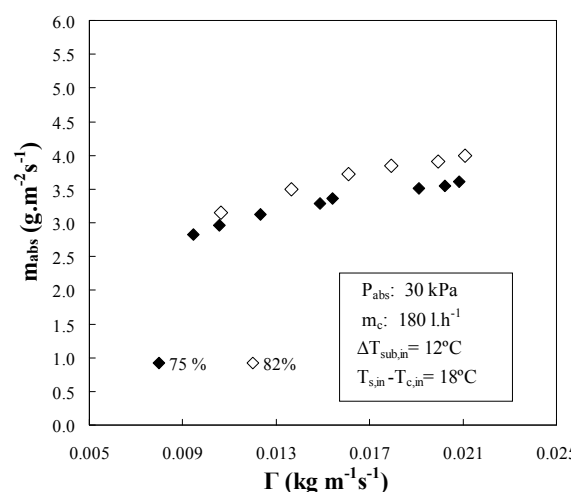


Figura 6.32. Efecto de la concentración de solución en el flujo de vapor absorbido.

Las figuras 6.34, 6.35 y 6.36 muestran el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor de la película descendente, el número de Nusselt y el coeficiente de transferencia de masa, respectivamente, en función del caudal de solución para concentraciones de entrada de solución al absorbedor de 75 y 82%. Las tendencias obtenidas muestran una mejora en los parámetros de funcionamiento del absorbedor cuando se aumenta la concentración. Esto se debe a que se produce un aumento en la fuerza motriz para la transferencia de calor y de masa.

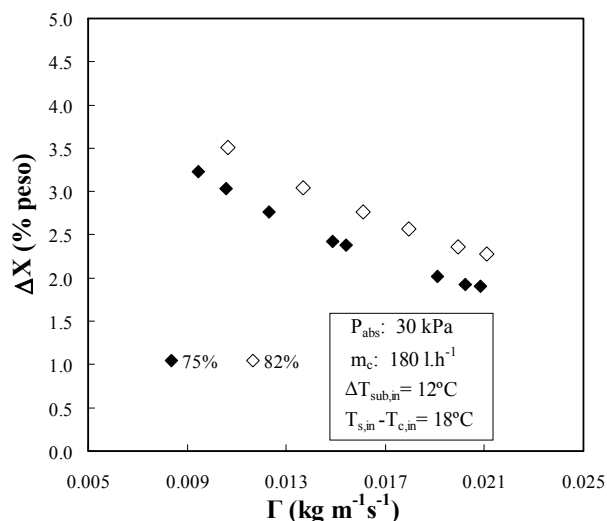


Figura 6.33. Efecto de la concentración de solución en la diferencia de concentración de solución entre la entrada y la salida del absorbedor.

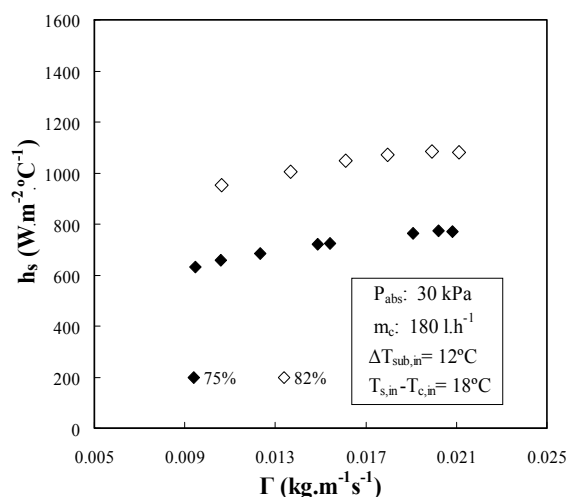


Figura 6.34. Efecto de la concentración de solución en el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente.

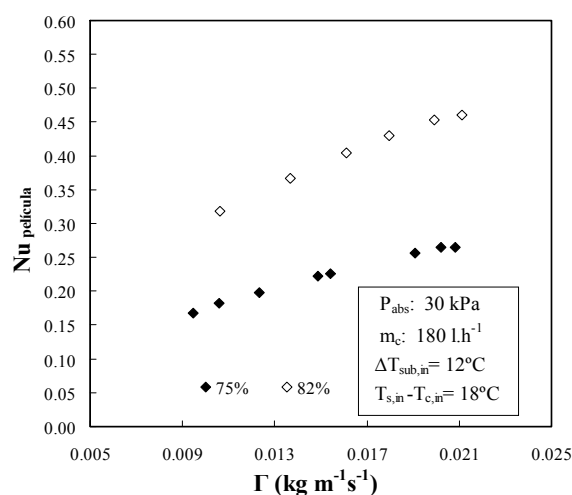


Figura 6.35. Efecto de la concentración de solución en el Número de Nusselt de la película descendente.

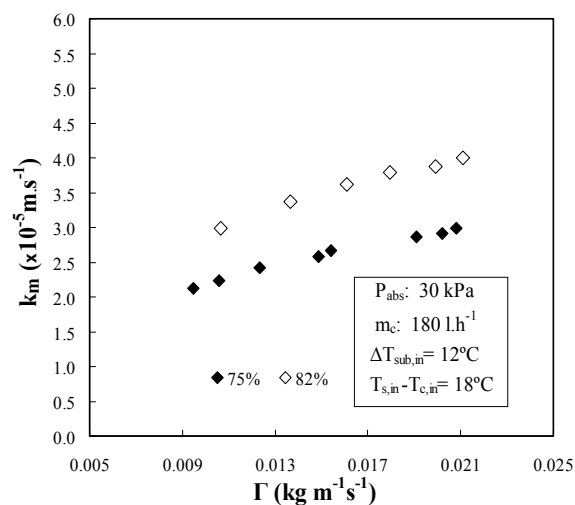


Figura 6.36. Efecto de la concentración de solución en el coeficiente de transferencia de masa.

La figura 6.37 representa el efecto de la concentración de solución en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor, variando el caudal de solución a la entrada del absorbedor. Se observa un aumento de 1°C en promedio en el grado de subenfriamiento de la solución al pasar de 75 a 82% de concentración. Esta tendencia indica que a mayor concentración de solución, los potenciales motrices para la transferencia de calor y de masa son mayores, y por lo tanto el proceso de absorción es más efectivo y consecuentemente se requiere de menor área de absorbedor.

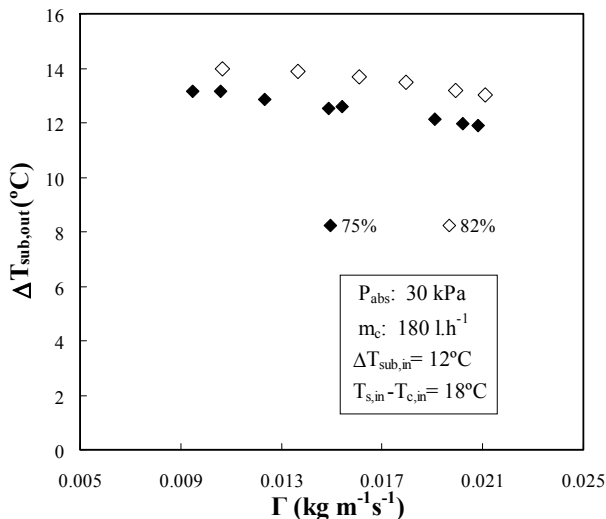


Figura 6.37. Efecto de la concentración de solución en el grado de subenfriamiento de la solución a salida del absorbedor.

Finalmente, es conveniente destacar que un aumento en la concentración de la solución favorece al proceso de absorción, pero a su vez aumenta el riesgo de cristalización de la solución y la dificultad de la operación del absorbedor. Al aumentar la concentración, la temperatura a la cual la solución cristaliza aumenta de 69°C (a 75%) a 81°C (a 82%).

6.3.6. Comparación con datos experimentales de la literatura

La mayoría de los estudios experimentales, disponibles en la bibliografía abierta, sobre absorbedores de película descendente están dirigidos al estudio de los procesos de transferencia de calor y de masa con el fluido convencional H₂O/LiBr. No existe una extensa bibliografía sobre el proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos. Algunos datos de las características de transferencia de calor y de masa de la solución acuosa de nitratos alcalinos se obtuvieron en un estudio realizado por Erickson y Howe (1989) en un absorbedor de película descendente tubular vertical (tabla 6.8).

Debido a las diferencias significativas en el diseño y las condiciones de operación del absorbedor, entre los datos de Erickson y Howe (1989) y los datos obtenidos del presente estudio, no se consideró oportuno comparar ambos trabajos.

M.E. Álvarez

Tabla 6.8. Comparación con datos experimentales de la literatura de absorbedores de película descendente con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.

Erickson y Howe (1989)					Presente estudio			
Absorbente					Solución acuosa de nitratos alcalinos (Alkitratos)			
Diseño del absorbedor	Película descendente- vertical				Película descendente- horizontal			
Dimensiones del absorbedor	Largo 1.52 m y diámetro 0.213 m				6 tubos de 0.40 m de largo y 0.016 m de diámetro			
Área de transferencia de calor (m ²)	0.1017				0.1206			
Condiciones de operación	P (kPa)	X _{s,in} (% en peso)	Re _{película}	h _s (Wm ⁻² °C ⁻¹)	P (kPa)	X _{s,in} (% en peso)	Re _{película}	h _s (Wm ⁻² °C ⁻¹)
	19.0	70	1700	2210	30.0	75	11.9-26.2	632-774
	25.5	70	940	1870	30.0	82	7.0-13.6	951-1318
	26.1	72	130	550	35.0	82	8.4-14.7	1414-1716
	22.7	72	220	700				

Debido a la ausencia de otros datos experimentales que permitan validar los resultados obtenidos en este estudio, se ha realizado una comparación con los resultados obtenidos en absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales que funcionan con H₂O/LiBr como fluido de trabajo y cuyos diseños son similares al diseño del absorbedor de este estudio. En la tabla 6.9 se presentan la geometría de los absorbedores utilizados y las condiciones de operación a las cuales se ha realizado la comparación para cada uno de los estudios.

Los estudios mostrados en la tabla 6.9, poseen parámetros de diseño similares. En los estudios realizados por Atchley *et al.* (1998), Miller (1999) y Kyung y Herold (2002) se utilizaron diseños de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales. Los dos primeros estudios utilizan absorbedores de 6 tubos y Kyung y Herold (2002) realizan ensayos variando la cantidad de tubos de 4 a 8.

A pesar de las diferencias encontradas en las características de estos estudios, se observa que los valores obtenidos del coeficiente de transferencia de calor de la película descendente en este estudio se encuentra entre el rango de los coeficientes de transferencia de calor obtenidos en los estudios de Miller (1999) y Atchley *et al.* (1998), aunque se observa una desviación significativa con el coeficiente de transferencia de calor obtenido por Kyung y Herold (2002). En el caso del flujo de vapor absorbido, se puede observar que este estudio presenta valores superiores que los valores de flujo de vapor absorbido reportados por Miller (1999) para tubos lisos sin aditivos, y un rango similar a los obtenidos con surfactantes y con tubos de superficies avanzadas.

Capítulo 6. Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

Tabla 6.9. Comparación de diseño, condiciones de operación y prestaciones de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales.

	Presente estudio	Miller (1999)	Atchley <i>et al.</i> (1998)	Kyung y Herold (2002)
Absorbente	Alkitratos	H ₂ O/LiBr	H ₂ O/LiBr	H ₂ O/LiBr
Número de tubos	6	6	6	4, 8
Diámetro externo (mm)	16	15.9	16	19.1
Longitud de los tubos (mm)	400	320	280	360, 460
Espaciado entre tubos	30	12.7, 19.1 y 28.6	12.7, 19.1, 28.6	24.8
Superficie de tubos	Posee tratamiento superficial	Lisa y superficies avanzadas	Lisa y superficies avanzadas	Lisa
Presión de operación del absorbedor (kPa)	30, 35	0.87	0.87	1.23, 1.09
Concentración másica de absorbente	75, 82	60	60, 62	57, 60
Temperatura de solución a la entrada (°C)	90-110	NE	43.2, 47.3	37.7 - 52.6
Subenfriamiento de la solución a la entrada (°C)	12	NE	0	-5.5 - 5.5
Temperatura del agua de enfriamiento (°C)	70-90	20-35	20-35	30
Caudal de agua de enfriamiento (Re _c)	11060-17670	2100-10000	2100-10000	12000
Γ (kg m ⁻¹ s ⁻¹)	0.010- 0.022	0.008-0.029	0.009-0.016	0.014 - 0.050
h _s (W.m ⁻² .°C ⁻¹)	632-1716	700-2050	1160-2550	5400
Flujo de vapor absorbido (g.m ⁻² .s ⁻¹)	2.83-6.55	(1.5-3.1) sin aditivos; (2.9-6.5) con surfactantes y superficies avanzadas	NE	NE

NE: No Especifica

6.4. Conclusiones

Se ha realizado un estudio experimental para obtener los parámetros de funcionamiento de un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales que utiliza la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo. Los ensayos experimentales se realizaron teniendo en cuenta las condiciones de operación de un ciclo de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura. A partir del estudio de sensibilidad del proceso de absorción se ha llegado a las siguientes conclusiones:

- Se ha realizado un estudio experimental para obtener los parámetros de funcionamiento del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales que utiliza la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.
- Los ensayos se realizaron de forma sistemática, considerando las condiciones de operación de un ciclo de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura. Se ha tomado como caso base una concentración másica de 82% en sal y una presión de operación del absorbedor de 30.0 kPa. Se ha variado el caudal de solución a la entrada del absorbedor en el rango de $0.011\text{--}0.022\text{ kg}\cdot\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$, el caudal volumétrico de agua de enfriamiento en el rango de número de Reynolds de 11330-17670 y la temperatura del agua de enfriamiento en el intervalo de $78\text{--}86^{\circ}\text{C}$. El efecto de la presión y concentración también se estudiaron. Para evaluar el efecto de la presión, los parámetros de desempeño del absorbedor se compararon a una presión de 30.0 y 35.0 kPa. Asimismo el efecto de la concentración en el desempeño del absorbedor se estudió a una concentración de 75 y 82% en peso de solución de nitratos alcalinos.
- A partir de los ensayos experimentales se han determinado los parámetros de eficiencia del absorbedor. Los valores obtenidos para el flujo de vapor absorbido se encuentran en el rango de $2.83\text{--}6.55\text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ mientras que, los valores obtenidos para el coeficiente de transferencia de calor varían entre 631.9 y $1715.8\text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot^{\circ}\text{C}^{-1}$ y para el coeficiente de transferencia de masa en el intervalo $(2.1\text{--}6.0)\times 10^{-5}\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, y el intervalo de variación del grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor es entre 11.9 y 15.7°C .
- Se ha evidenciado que la temperatura y el caudal de entrada del agua de enfriamiento tienen un efecto significativo en el desempeño del absorbedor. El flujo de vapor absorbido y la carga térmica del absorbedor aumentan linealmente con el caudal de agua de enfriamiento y disminuyen con la temperatura de agua de enfriamiento que circula por el interior del haz de tubos del absorbedor. Con la disminución de la temperatura y el aumento del caudal del agua de enfriamiento, aumenta la capacidad del agua para disipar el calor del absorbedor, que a su vez permite aumentar la transferencia de masa, consecuentemente los coeficientes de transferencia de masa y de calor aumentan.
- El flujo de vapor absorbido y la carga térmica del absorbedor aumentan con el caudal másico de solución. Con el aumento del caudal de solución se consigue que la película descendente cubra una mayor área del absorbedor, lo cual mejora la absorción de vapor. Además, al aumentar el caudal se produce un mejor mezclado de la solución al descender de un tubo a otro. Los coeficientes de transferencia de calor y de masa también aumentan con el caudal de solución.

Capítulo 6. Estudio experimental del proceso de absorción en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo

- Cuando se aumenta la presión de operación del absorbedor de 30 a 35 kPa, se obtiene un mejor funcionamiento del absorbedor. Se evidencia un aumento de aproximadamente 14% en el flujo de vapor absorbido. Los coeficientes de transferencia de calor y de masa también aumentan con la presión de operación del absorbedor.
- Al disminuir la concentración de sal a la entrada del absorbedor de 82 a 75%, disminuye en un 16% el flujo de vapor absorbido. Al disminuir la concentración de la solución aumenta la presión de vapor y, por tanto, el potencial motriz para la transferencia de masa disminuye. Por lo tanto, los valores obtenidos para los coeficientes de transferencia de calor y de masa son mayores a la concentración de sales de 82% que para 75%.
- El grado de subenfriamiento de solución a la salida del absorbedor muestran valores altos en todo el rango de las condiciones estudiadas (11.9-15.7°C), lo que indica que las últimas secciones del absorbedor sirven básicamente para enfriar la solución. Sin embargo, se puede mejorar su eficiencia reduciendo la longitud de tubos o la cantidad de tubos en el absorbedor.
- Los valores de los parámetros de funcionamiento del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo son similares a los resultados obtenidos para absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales que utilizan H₂O/LiBr como fluido de trabajo con geometrías similares. Sin embargo, no se ha podido realizar una comparación directa con resultados obtenidos de la literatura, debido a que las condiciones de operación de los absorbedores con H₂O/LiBr difieren de las condiciones de operación del absorbedor con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo propuesto en este estudio.

Capítulo 7

Modelización de los parámetros de eficiencia del absorbedor con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo usando Redes Neuronales Artificiales

7.1. Introducción

La capacidad de enfriamiento de una máquina de refrigeración por absorción (carga térmica del evaporador) es directamente proporcional a la masa de refrigerante absorbida en el absorbedor. Así, una mejora en los procesos de transferencia de calor y de masa aumenta la capacidad y desempeño de la enfriadora de agua de absorción. Por este motivo, muchos investigadores han enfocado sus estudios teóricos y experimentales en los procesos simultáneos de transferencia de calor y de masa en absorbedores de película descendente.

La complejidad del estudio de absorbedores se encuentra en que los fenómenos de transferencia de calor y de masa que involucra ocurren simultáneamente y son interdependientes. Una de las mayores dificultades que existe en la realización de un modelo del proceso de absorción es la definición de las condiciones de contorno en la interfase líquido-vapor, puesto que la transferencia de masa a través de la interfase líquido-vapor implica a su vez la generación de calor. Los efectos térmicos asociados con la transferencia de masa también afectan a la presión y a la concentración y estos a su vez afectan a la transferencia de masa. Además, los absorbentes son fluidos reales que requieren datos empíricos para cuantificar su temperatura, presión y concentración y por lo tanto, las reglas de mezclado para mezclas ideales no son aplicables para el cálculo del equilibrio, complicando aún más la definición de la condición la interfase.

En estudios experimentales, algunos autores proponen correlaciones que describen el proceso de transferencia de calor y de masa. Estas correlaciones requieren del cálculo de

números adimensionales (Nu, Sh, Pr, Ka, Ja), especificar la forma de la ecuación que define la relación entre estos parámetros y por último, requieren realizar un análisis de regresión entre las variables (Miller y Keyhani, 1999). Grossman (1982) formuló correlaciones de transferencia de calor y de masa basadas en los números adimensionales de Nu y Sh, los cuales toman en cuenta los efectos de la viscosidad, difusividad e inercia. En este tipo de correlaciones no se consideran de manera explícita el efecto de la concentración y la presión. Yang y Jou (1993) incluyeron el efecto de la presión, incorporando un término normalizado de la presión. Resulta evidente que proponer una correlación precisa para el comportamiento de la transferencia de calor y de masa en absorbedores requiere de una selección minuciosa de la definición de la fuerza motriz de temperatura y concentración (Miller y Keyhani, 1999).

En este capítulo se ha propuesto la construcción de un modelo predictivo de los parámetros de eficiencia del absorbedor (transferencia de calor y de masa) desde una perspectiva global que permita evitar las incertidumbres en las variaciones locales de la temperatura de la interfase y la concentración que tendrían que ser considerados en un modelo analítico o semi-empírico. Las Redes Neuronales Artificiales (RNA) son prometedoras herramientas alternativas de modelado que pertenecen a los modelos con enfoques de caja negra, donde los parámetros estimados del modelo no requieren de interpretaciones físicas ni una descripción matemática del fenómeno involucrado en el proceso. Su habilidad de reconocer y reproducir relaciones de causa-efecto para múltiples entradas y/o salidas, a través del entrenamiento, hace de las redes neuronales un método eficiente para representar sistemas complejos (Pareek *et al.*, 2002).

Considerando el gran potencial de las RNA y su amplia aplicación en sistemas complejos, se ha aplicado este método en el presente capítulo, para obtener un modelo predictivo de los parámetros de eficiencia del absorbedor de película descendente con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo en las condiciones de operación de un ciclo de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura. El modelo incorpora los datos obtenidos de los ensayos experimentales conducidos para caracterizar el proceso de absorción de vapor de agua por una película descendente de la solución acuosa de nitratos alcalinos mostrados en el capítulo anterior. De esta manera el modelo de RNA permite utilizar los caudales, las temperaturas, la concentración de la solución y la presión de operación del absorbedor como variables de entrada para predecir el comportamiento de los fenómenos de transferencia de calor y de masa. Finalmente, este estudio provee de correlaciones para los parámetros que definen el complejo proceso de transferencia de calor y de masa considerando el mínimo de parámetros de entrada el cual facilitará la predicción del comportamiento de sistema. Las correlaciones se han validado con la base de datos experimentales.

7.2. Redes Neuronales Artificiales (RNA)

En el capítulo 2 se ha presentado un breve resumen de los principales conceptos seguidos para el desarrollo de un modelo matemático basado en redes neuronales. Este capítulo presenta la aplicación del modelo de RNA en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo, basados en los datos obtenidos de los ensayos experimentales descritos en capítulo anterior.

Capítulo 7. Modelización de los parámetros de eficiencia del absorbedor con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo usando Redes Neuronales Artificiales

Las RNA se han inspirado en el proceso biológico del cerebro humano, donde millones de neuronas están interconectadas para procesar gran cantidad de información. La red neuronal representa un sistema adaptativo el cual puede ser entrenado para desempeñar una función particular basada en una información de entrada y salida que fluyen a través de la red.

Una red neuronal artificial está constituida por unidades de procesamiento llamadas neuronas. Además, cada red consiste de un conjunto de neuronas agrupadas en capas y relacionadas unas con otras por medio de interconexiones llamadas pesos. Los pesos se pueden ajustar para modelar relaciones complejas entre las entradas y las salidas. La primera capa que constituye la red neuronal es la capa de entrada, la cual recibe información del mundo externo (datos de entrada). La última es llamada capa de salida, la cual propaga la información (resultados de la red) al exterior. Entre ellas, se ubican una o más capas ocultas. Estas capas son llamadas ocultas porque están ubicadas en el interior de la red y solo intercambian información con las capas adyacentes (entrada y salida). El número de neuronas en la capa oculta se determina por la precisión que se desea obtener en la predicción de la variable de salida. No existe ninguna regla explícita para determinar la estructura de la RNA (el número de neuronas en la capa oculta o el número de capas ocultas), generalmente se aplica el método de prueba y error para encontrar la mejor solución. La figura 7.1 muestra un esquema general de una red neuronal con múltiples entradas y salidas, y una capa oculta con múltiples neuronas.

El comportamiento de la red se basa en los siguientes pasos: en una primera etapa, las neuronas de la capa de entrada reciben la información y actúan como distribuidor para transmitir los datos a la siguiente capa (oculta). Cada unidad (neurona) en la capa oculta realiza una suma ponderada de sus entradas y luego aplica su función de transferencia, de esta manera se propaga la información de la capa de entrada a la capa oculta. El mismo procedimiento se repite si existen varias capas ocultas, hasta alcanzar la capa de salida. La respuesta de las neuronas en la capa oculta, actúa como entrada a las neuronas de la capa de salida donde se produce nuevamente la sumatoria de peso y la aplicación de otra función de transferencia.

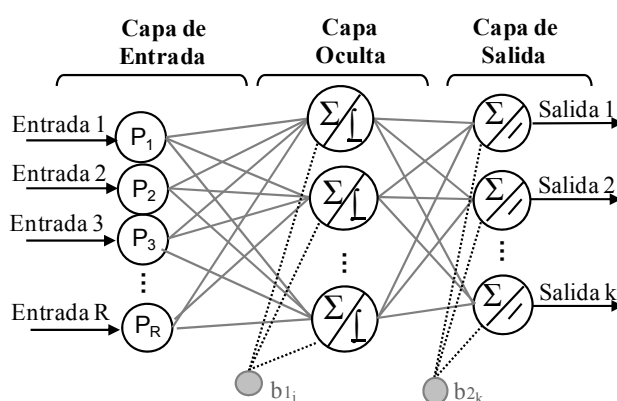


Figura 7.1. Arquitectura de la RNA.

Las funciones de activación o de transferencia de la salida de cada neurona representa la respuesta de la red neuronal a las entradas que recibe. La función de transferencia comúnmente usada para la capa oculta es la función de transferencia tangencial sigmoideal hiperbólica (tansig):

$$f(x) = \frac{2}{1 + \exp(-2x)} - 1 \quad (7.1)$$

Mientras que en la capa de salida la función de transferencia más común es la función de transferencia lineal (purelin) (Hamed *et al.*, 2004):

$$f(x) = x \quad (7.2)$$

La principal característica de las RNA es la capacidad de aprender de su entorno, la cual implica una mejora continua de su desempeño. En la metodología de RNA, los datos son divididos en los grupos: entrenamiento, validación y prueba. Los dos primeros conjuntos de datos conforman la fase de aprendizaje. Ripley (1996) define a cada grupo como:

- Entrenamiento: serie de datos usados para el proceso de aprendizaje, en el cual se calculan y ajustan los pesos de la red.
- Validación: serie de datos que permite seleccionar el número óptimo de iteraciones en la cual la red aprende información general del conjunto de entrenamiento.
- Prueba: serie de datos que se utilizan para evaluar el desempeño de la red completamente especificada en la etapa de aprendizaje y confirmar la precisión de la predicción.

Por otra parte, existen varios tipos de arquitecturas de las RNA. La estructura de la red más usada es la red de múltiples capas y alimentación hacia adelante (feed forward), entrenada por el algoritmo de propagación hacia atrás (back-propagation). El modelo de red neuronal de alimentación hacia adelante establece el arreglo en capas secuenciales de las neuronas, de manera que cada neurona de una capa se conecta a cada neurona de la siguiente capa, y así la información fluye hacia delante desde las entradas hasta alcanzar la capa de salida, atravesando la capa oculta. El número de neuronas entre las capas de entrada y de salida representa el número de variables requeridas para realizar la predicción y el número de variables a predecir respectivamente (Aleboyeh *et al.*, 2008). La propagación hacia atrás (back-propagation) utiliza un algoritmo de gradiente descendente, el cual considera la comparación de la salida de la red y la salida deseada (target) e itera hasta que la diferencia entre ellas alcance un valor de tolerancia definida. Se ha demostrado que el algoritmo de optimización Levenberg-Marquardt (Levenberg, 1944; Marquardt, 1963) proporciona la solución óptima para minimizar el error entre el valor de salida obtenido por la red y el valor deseado (Hagan y Menhaj, 1994). El error se calcula como la diferencia entre la salida deseada (target) y la salida de la red (net) para N datos, minimizando la raíz del error cuadrático medio (rmse), definido como:

$$\text{rmse} = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (a_{\text{sim}(i)} - a_{\text{exp}(i)})^2} \quad (7.3)$$

donde a_{sim} es el valor obtenido de la simulación con la red neuronal, a_{exp} es el valor experimental de la salida, N es el número de datos y i es el contador del número de datos.

7.3. Base de datos para el modelo RNA

El éxito en la obtención de una red neuronal robusta y fiable depende en gran medida de la elección de las variables de proceso implicadas, así como del conjunto de datos disponible y del dominio utilizados para el entrenamiento (Despange y Massart, 1998). En el capítulo anterior, se han mostrado los resultados experimentales obtenidos en el estudio del proceso de absorción de vapor de agua por una película descendente de la solución acuosa de nitratos alcalinos. El absorbedor consiste de un haz de 6 tubos horizontales, los cuales se enfrían internamente con agua y por su superficie externa desciende la solución de nitratos alcalinos que absorbe el vapor de agua, sección 5.2.1. Los ensayos se realizaron con el propósito de caracterizar el proceso de absorción de la solución acuosa de nitratos alcalinos en las condiciones de operación de un ciclo de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura. En estas aplicaciones las condiciones de operación establecen una concentración de entrada de la solución acuosa de nitratos alcalinos al absorbedor de 82% en peso de sal, una presión de operación del absorbedor de 30 kPa y una temperatura del agua de enfriamiento entre 70 y 90°C para simular el desempeño del absorbedor que utiliza la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo. Se ha llevado a cabo un estudio de sensibilidad de las siguientes variables de operación: presión de operación del absorbedor (P_{abs}), temperatura y caudal de entrada del agua de enfriamiento ($T_{c,in}$ y m_c , respectivamente), caudal de solución por unidad de longitud del absorbedor (Γ), temperatura y concentración de la solución a la entrada del absorbedor ($T_{s,in}$ y $X_{s,in}$, respectivamente).

Los resultados experimentales obtenidos en el capítulo 6 se han usado como base de datos para el desarrollo del modelo de redes neuronales. Se establecieron como variables de entrada las variables de operación del absorbedor P_{abs} , $T_{c,in}$, m_c , Γ , $T_{s,in}$ y $X_{s,in}$. Una serie de ensayos se obtuvo para una concentración de 82% con un total de 49 puntos en estado estacionario. El conjunto de ensayos se realizó para cubrir el rango de operación de un ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con accionamiento a alta temperatura, a las condiciones establecidas en el capítulo 4 (sección 4.4.4). En este primer conjunto de datos, 37 puntos se han realizado a una presión de operación del absorbedor de 30.0 kPa y 12 puntos a 35.0 kPa. Posteriormente, un segundo conjunto de datos se obtuvo a una concentración de la solución de nitratos alcalinos más baja (75% en sal) y consiste de 7 puntos en estado estacionario. En ambos casos, algunos parámetros se han mantenido constantes mientras los otros fueron cambiados. Las variaciones realizadas en el conjunto de datos tienen como objetivo investigar el efecto sobre los resultados de predicción del modelo.

En total 57 puntos experimentales se utilizaron como alimentación de la red. La base de datos experimentales se dividió en tres grupos: entrenamiento (80%), validación (10%) y prueba (10%), los cuales se seleccionaron aleatoriamente del conjunto total de datos.

Por lo general, en los enfoques de RNA, se requiere la normalización de los datos en la capa de entrada para garantizar que la influencia de cada variable de entrada en la construcción del modelo no esté determinada por la magnitud de sus valores originales, o su rango de variación. La técnica de normalización utilizada consiste en una transformación lineal de la entrada a variables de salida al intervalo [0,1]. Dado que la función de transferencia que se ha aplicado en la capa oculta es la función tangencial sigmoideal hiperbólica (tansig) todas las entradas se han normalizado en el rango [0.1,0.9] de manera que todos los datos de entrada I_i se escalan a un nuevo valor P_i empleando la siguiente ecuación (Despange y Massart, 1998):

$$P_i = 0.8 \cdot \left(\frac{I_i - I_{\min}}{I_{\max} - I_{\min}} \right) + 0.1 \quad (7.4)$$

Para la base de datos experimentales utilizados en el desarrollo del modelo, los valores máximos (I_{\max}) y mínimos (I_{\min}) de las entradas son: 35.1 kPa y 29.95 kPa para la presión de operación del absorbedor (P_{abs}), 0.822 y 0.748 para la concentración de la solución a la entrada del absorbedor ($x_{s,\text{in}}$), 108.38 °C y 89.60°C para la temperatura de la solución a la entrada del absorbedor ($T_{s,\text{in}}$), 86.12°C y 70.87°C para la temperatura de entrada del agua de enfriamiento ($T_{c,\text{in}}$), 0.063 kg.s⁻¹ y 0.040kg.s⁻¹ para el caudal de entrada del agua de enfriamiento (m_c), 0.0213 kg.m⁻¹.s⁻¹ y 0.0095 kg.m⁻¹.s⁻¹ para el caudal de solución por unidad de longitud del absorbedor (Γ).

7.4. Resultados y discusión

7.4.1. Modelo de red neuronal propuesto

Se ha desarrollado un modelo de redes neuronales artificiales para el absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo. Los cálculos se llevaron a cabo con el software Matlab y su aplicación específica para redes neuronales. Se han definido 6 variables de entrada: presión de operación del absorbedor (P_{abs}), temperaturas de entrada de la solución ($T_{s,\text{in}}$) y del agua de enfriamiento ($T_{c,\text{in}}$), concentración de solución a la entrada del absorbedor ($x_{s,\text{in}}$), caudal másico del agua de enfriamiento (m_c) y caudal másico de solución por unidad de longitud de tubo (Γ). Como variables de salida se han definido cuatro parámetros que caracterizan la eficiencia del proceso de absorción: el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente (h_s), el flujo másico de vapor absorbido por unidad de área del absorbedor (m_{abs}), el coeficiente de transferencia de masa (k_m) y el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor ($\Delta T_{\text{sub,out}}$). Las variables de entradas se han normalizado en el rango [0.1, 0.9] utilizando la ecuación (7.4). El desarrollo del modelo de RNA se realizó en dos etapas, la primera de ellas consistió en el aprendizaje y validación de la red, y la segunda en la evaluación del modelo con los datos que no fueron usados en la etapa de entrenamiento (figura 7.2).

El entrenamiento de la red neuronal se basó en la técnica de propagación hacia atrás (back propagation) usando el algoritmo de optimización Levenberg-Marquardt. Este algoritmo ajusta los pesos y las bias para minimizar el error (rmse) entre los valores simulados y los valores experimentales (target).

Durante la etapa de entrenamiento se aplicaron pruebas de ensayo y error para evaluar diferentes estructuras de redes. El desempeño de cada estructura de red analizada fue evaluado considerando dos parámetros: error cuadrático medio, rmse, y el coeficiente de regresión lineal, r^2 . Consecuentemente, se identificó que la estructura de la red con 9 neuronas en la capa oculta obtiene los mejores resultados (mínimo rmse y máximo r^2) en la predicción de los parámetros de eficiencia del absorbedor. Por lo tanto, se ha elegido una estructura de la red neuronal 6-9-4 (figura 7.3), constituida por una capa de entrada de 6 variables de entrada, una capa oculta con 9 neuronas y una capa de salida con 4 neuronas. El algoritmo emplea una función de transferencia tangencial sigmoideal

Capítulo 7. Modelización de los parámetros de eficiencia del absorbedor con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo usando Redes Neuronales Artificiales

hiperbólica (tansig) en la capa oculta y una función de transferencia lineal (purelin) en la capa de salida.

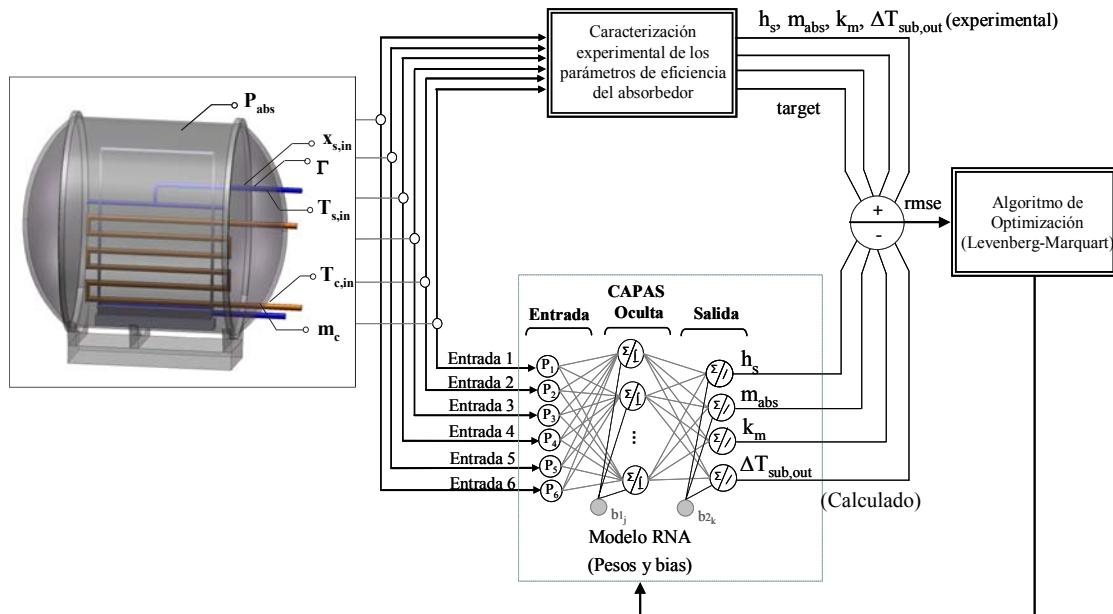


Figura 7.2. Arquitectura de la red neuronal de los parámetros de eficiencia del absorbedor y procedimiento usado para el entrenamiento de la red.

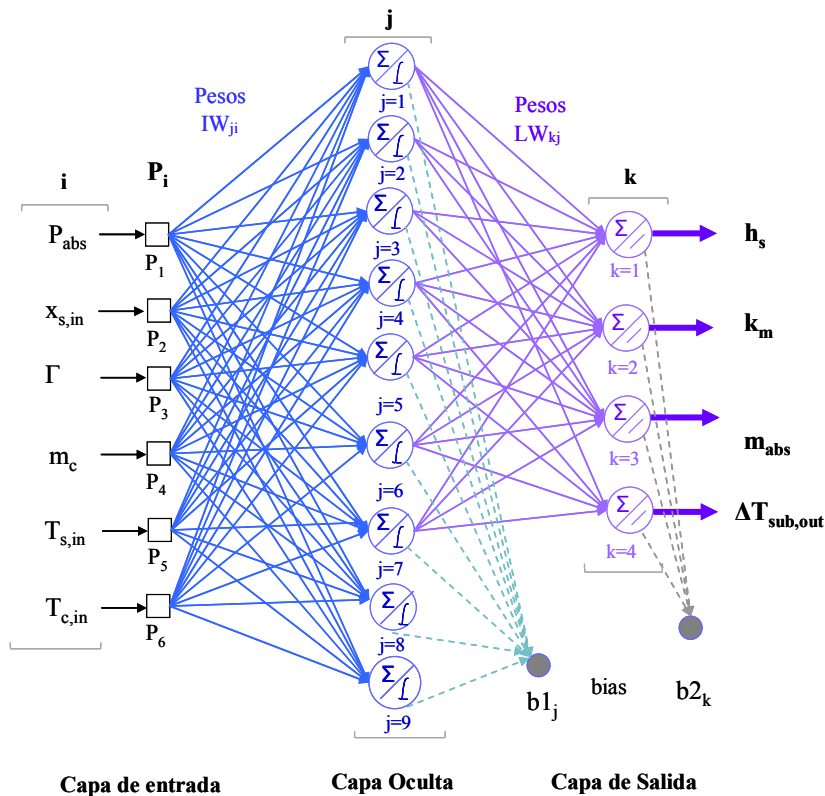


Figura 7.3. Estructura de la red neuronal para la predicción de los parámetros de eficiencia del absorbedor de película descendente con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.

Finalmente, el modelo RNA para los parámetros de eficiencia del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo es definido por la ecuación (7.5):

$$a_k = \sum_{j=1}^J \left[LW_{k,j} \frac{2}{\left(1 + \exp \left(-2 \left(\sum_{i=1}^I IW_{j,i} P_i + b_{1j} \right) \right) \right)} - 1 \right] + b_{2k} \quad (7.5)$$

donde I es el número total de entradas (I=6), J es el número de neuronas en la capa oculta (J=9), P_i es la entrada “i” normalizada, IW y LW son las matrices de pesos de la capa oculta y de la capa de salida, respectivamente, b_1 y b_2 son los vectores de bias de la capa oculta y de la capa de salida, respectivamente, a es la variable de salida y k es el número de la variable de salida, donde k=1 se refiere a la salida $a_1=h_s$, k=2 a m_{abs} , k=3 a k_m , k=4 a $\Delta T_{sub,out}$.

La tabla 7.1 muestra los pesos ($IW_{j,i}$ y $LW_{k,j}$) y bias (b_{1j} y b_{2k}) obtenidos en la etapa de aprendizaje del mejor ajuste obtenido para la estructura de red del modelo de los parámetros de eficiencia del absorbedor con 9 neuronas en la capa oculta (figura 7.3).

Tabla 7.1. Pesos y bias para el modelo de red neuronal artificial para la predicción de los parámetros de eficiencia del absorbedor de película descendente con la solución de acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.

Capa Oculta									
Matriz de Pesos ($IW_{j,i}$)						Bias (b_{1j})			
-15.3474	43.1751	37.4287	15.0731	-25.3140	39.152	-70.0893			
41.6522	0.0969	13.2400	-15.5765	14.1442	-0.8481	7.1959			
-1.3711	-0.674	0.5508	1.3897	-0.3482	-0.0102	-0.2131			
0.4072	1.7606	-1.8388	-0.3248	0.1481	-1.5220	-0.1545			
-5.1331	-1.9946	1.7932	-0.6573	-13.8820	-1.9034	-40.7141			
-1.9445	2.5227	1.5022	1.1478	-6.2838	-14.3789	-13.4683			
3.1148	5.2899	6.0414	8.8363	5.5466	8.4793	8.2982			
0.3912	14.2885	7.0517	8.3928	8.4764	13.6098	12.4825			
32.4550	3.4598	-82.0933	-5.5388	-77.5926	20.119	41.1858			
Capa de salida									
Matriz de Pesos ($LW_{k,j}$)						Bias (b_{2k})			
64.9502	182.8450	-521.7766	-204.2631	104.7731	-111.9695	199.2661	156.8972	-295.553	214.1182
0.8390	2.9389	-1.8251	-1.3573	-0.5997	-2.6249	-0.8077	-2.0161	-0.0665	-0.6629
0.7732	3.1975	-1.4863	-1.6778	0.6430	-4.8402	-1.9724	-3.3902	-0.2799	0.0420
0.5458	2.8476	-1.7919	2.2732	0.0820	-2.4784	2.6958	3.1648	-0.7091	3.4573

Capítulo 7. Modelización de los parámetros de eficiencia del absorbedor con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo usando Redes Neuronales Artificiales

Como muestra de cálculo, se han desarrollado las ecuaciones para la salida 1 (k=1) correspondiente al coeficiente de transferencia de calor de la película h_s en función de las variables de entrada, los pesos y bias.

$$h_s = 2 \left[\frac{LW_{1,1}}{1 + \exp(n_1)} + \frac{LW_{1,2}}{1 + \exp(n_2)} + \frac{LW_{1,3}}{1 + \exp(n_3)} + \frac{LW_{1,4}}{1 + \exp(n_4)} + \frac{LW_{1,5}}{1 + \exp(n_5)} + \frac{LW_{1,6}}{1 + \exp(n_6)} + \frac{LW_{1,7}}{1 + \exp(n_7)} + \frac{LW_{1,8}}{1 + \exp(n_8)} + \dots + \frac{LW_{1,9}}{1 + \exp(n_9)} \right] - (LW_{1,1} + LW_{1,2} + LW_{1,3} + LW_{1,4} + LW_{1,5} + LW_{1,6} + LW_{1,7} + LW_{1,8} + LW_{1,9}) + b_{21} \quad (7.6)$$

donde,

$$n_1 = -2 [IW_{1,1}P_1 + IW_{1,2}P_2 + IW_{1,3}P_3 + IW_{1,4}P_4 + IW_{1,5}P_5 + IW_{1,6}P_6 + b_{11}] \quad (7.7)$$

$$n_2 = -2 [IW_{2,1}P_1 + IW_{2,2}P_2 + IW_{2,3}P_3 + IW_{2,4}P_4 + IW_{2,5}P_5 + IW_{2,6}P_6 + b_{12}] \quad (7.8)$$

$$n_3 = -2 [IW_{3,1}P_1 + IW_{3,2}P_2 + IW_{3,3}P_3 + IW_{3,4}P_4 + IW_{3,5}P_5 + IW_{3,6}P_6 + b_{13}] \quad (7.9)$$

$$n_4 = -2 [IW_{4,1}P_1 + IW_{4,2}P_2 + IW_{4,3}P_3 + IW_{4,4}P_4 + IW_{4,5}P_5 + IW_{4,6}P_6 + b_{14}] \quad (7.10)$$

$$n_5 = -2 [IW_{5,1}P_1 + IW_{5,2}P_2 + IW_{5,3}P_3 + IW_{5,4}P_4 + IW_{5,5}P_5 + IW_{5,6}P_6 + b_{15}] \quad (7.11)$$

$$n_6 = -2 [IW_{6,1}P_1 + IW_{6,2}P_2 + IW_{6,3}P_3 + IW_{6,4}P_4 + IW_{6,5}P_5 + IW_{6,6}P_6 + b_{16}] \quad (7.12)$$

$$n_7 = -2 [IW_{7,1}P_1 + IW_{7,2}P_2 + IW_{7,3}P_3 + IW_{7,4}P_4 + IW_{7,5}P_5 + IW_{7,6}P_6 + b_{17}] \quad (7.13)$$

$$n_8 = -2 [IW_{8,1}P_1 + IW_{8,2}P_2 + IW_{8,3}P_3 + IW_{8,4}P_4 + IW_{8,5}P_5 + IW_{8,6}P_6 + b_{18}] \quad (7.14)$$

$$n_9 = -2 [IW_{9,1}P_1 + IW_{9,2}P_2 + IW_{9,3}P_3 + IW_{9,4}P_4 + IW_{9,5}P_5 + IW_{9,6}P_6 + b_{19}] \quad (7.15)$$

Los datos experimentales y calculados por el modelo RNA se han comparado para evaluar el desempeño del modelo en la predicción de las variables de salida. En la tabla 7.2 se muestran los valores obtenidos de rmse y r^2 y en la figura 7.4 se muestra una comparación entre los valores experimentales y simulados de cada variable de salida (h_s , m_{abs} , k_m y $\Delta T_{sub,out}$). Los resultados obtenidos muestran un buen ajuste entre los datos experimentales y simulados, lo cual indica que el modelo es efectivo para predecir los parámetros de eficiencia del absorbedor.

Tabla 7.2. Parámetros rmse y r^2 del modelo RNA del absorbedor de película descendente.

	h_s	m_{abs}	k_m	$\Delta T_{sub,out}$
rmse	1.183	0.020	0.013	0.025
r^2	0.9989	0.9683	0.9867	0.9543

Otra prueba estadística, la prueba de pendiente e intercepto, se ha aplicado para evaluar el desempeño de la RNA propuesta. De acuerdo con Verma *et al.* (2006) para satisfacer esta prueba estadística, el rango establecido entre el valor de la pendiente superior (m_{sup}) y la pendiente inferior (m_{inf}) debe contener el valor 1, y el rango establecido entre el intercepto superior (b_{sup}) e inferior (b_{inf}) debe contener el cero. La tabla 7.3 muestra los valores límites (máximos y mínimos) de las pendientes e intercepto. Se observa que

ambas condiciones se cumplen, por lo cual el modelo propuesto pasa la prueba con un nivel de confianza del 99%.

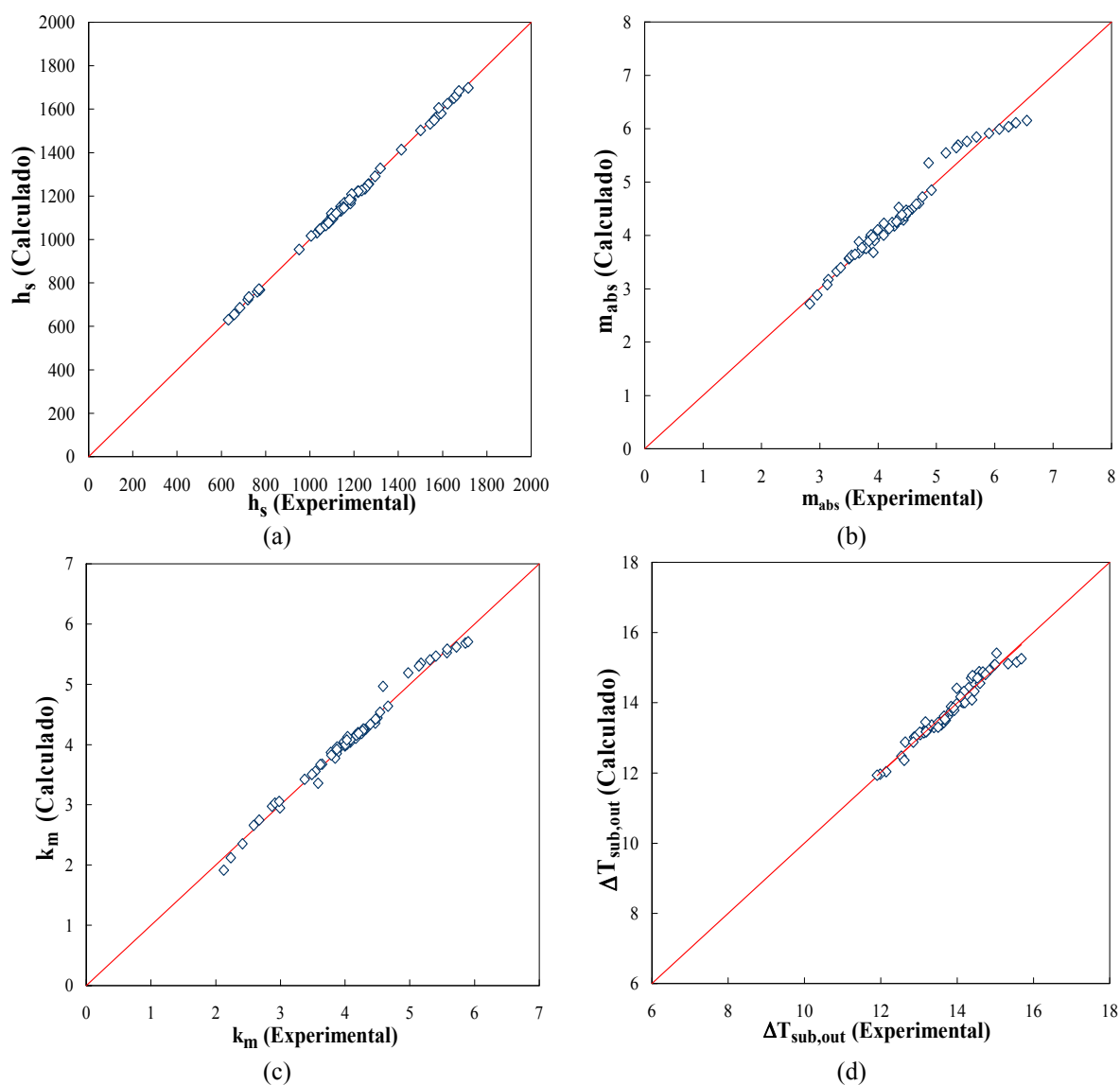


Figura 7.4. Comparación de los datos experimentales y los valores obtenidos del modelo RNA (a) Coeficiente de transferencia de calor de la película, h_s ; (b) Flujo de vapor absorbido, m_{abs} ; (c) Coeficiente de transferencia de masa, k_m ; (d) Grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor, $\Delta T_{sub,out}$.

Tabla 7.3. Prueba estadística de intercepto y pendiente.

	h_s	m_{abs}	k_m	$\Delta T_{sub,out}$
$m_{superior}$	1.0107	1.0642	1.0523	1.0829
$m_{inferior}$	0.9819	0.9081	0.9505	0.8936
$b_{superior}$	21.3065	0.4123	0.2108	1.4691
$b_{inferior}$	-13.4416	-0.2784	-0.2147	-1.145

7.4.3. Análisis de sensibilidad

En el capítulo anterior se realizó un estudio experimental en el cual las variables de operación del absorbedor se variaron para cubrir las condiciones de operación de un ciclo de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura. En este apartado se ha realizado un estudio de sensibilidad, con el objetivo de evaluar la importancia relativa de cada variable de entrada sobre el proceso de absorción. Para ello se ha seguido la metodología utilizada por Hamzaoui *et al.* (2011) en la cual se emplea la siguiente ecuación de Garson (1991):

$$IR_{i(k)} = \frac{\sum_{j=1}^J \left(\frac{|IW_{j,i}|}{\sum_{i=1}^I |IW_{j,i}|} |LW_{k,j}| \right)}{\sum_{i=1}^I \left[\sum_{j=1}^J \left(\frac{|IW_{j,i}|}{\sum_{i=1}^I |IW_{j,i}|} |LW_{k,j}| \right) \right]} \quad (7.16)$$

donde, IR es la importancia relativa de la variable de entrada i sobre la variable de salida k ; I es el número de variables de entrada ($I=6$), J es el número de neuronas en la capa oculta ($J=9$), IW y LW son los pesos de la capa oculta y de salida, respectivamente. De esta forma, la importancia relativa de cada variable de entrada se puede determinar. La figura 7.6 y la tabla 7.4 muestran la importancia relativa de cada una de las variables de entrada sobre cada variable de salida, calculada a partir de la ecuación (7.13).

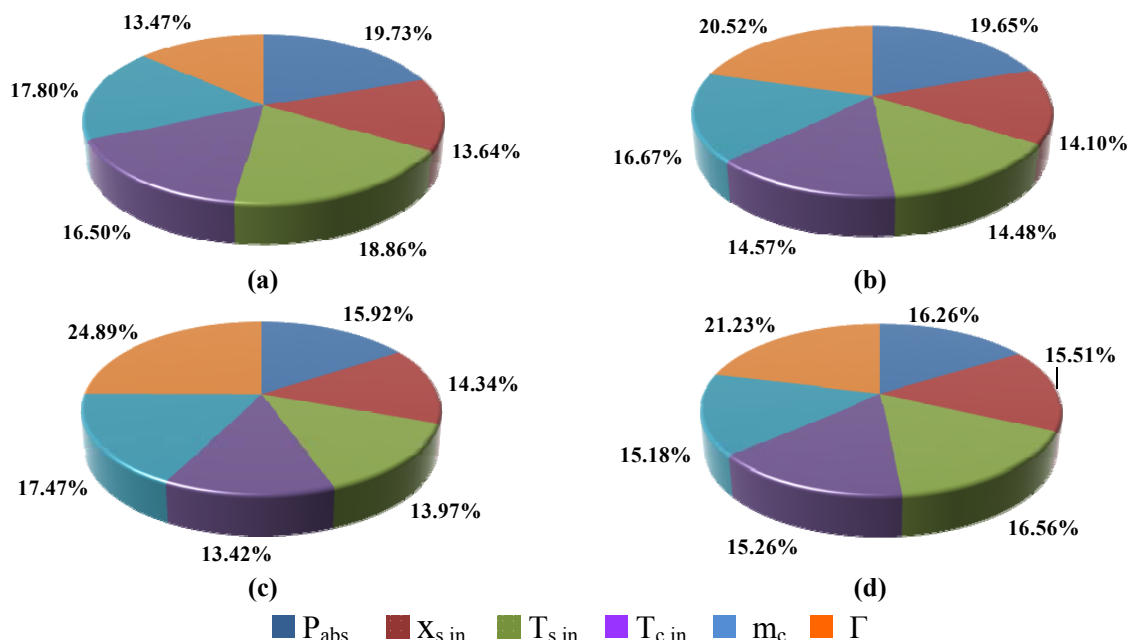


Figura 7.6. Importancia relativa (%) de las variables de entrada en cada uno de los parámetros de eficiencia del absorbedor: (a) Coeficiente de transferencia de calor de la película descendente (h_s); (b) Flujo de vapor absorbido (m_{abs}); (c) Coeficiente de transferencia de masa (k_m); (d) Grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor ($\Delta T_{sub,out}$).

Tabla 7.4. Resumen de la importancia relativa, IR (%) de las variables de entrada en cada uno de los parámetros de eficiencia del absorbedor.

Variable de entrada	IR(%)			
	h_s	m_{abs}	k_m	$\Delta T_{sub,out}$
P_{abs}	19.73	15.92	19.65	16.26
$X_{s,in}$	13.64	14.34	14.10	15.51
$T_{s,in}$	18.86	13.97	14.48	16.56
$T_{c,in}$	16.50	13.42	14.57	15.26
m_c	17.80	17.47	16.67	15.18
Γ	13.47	24.89	20.52	21.23

En general, todas las variables de entrada tienen un efecto significativo sobre los parámetros de eficiencia del absorbedor. Sin embargo, la variable con mayor relevancia es el caudal de solución a la entrada del absorbedor (Γ), cuya importancia relativa se mantiene por encima del 20% en todos los parámetros de eficiencia del absorbedor, con excepción del coeficiente de transferencia de calor, h_s , cuya influencia es de 13.5%.

7.5. Conclusiones

En este capítulo se ha presentado la aplicación de la metodología de redes neuronales artificiales (RNA) para la predicción de los parámetros de eficiencia de un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales que utiliza la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido trabajo. El modelo considera seis variables de entradas: presión de operación del absorbedor (P_{abs}), temperaturas de entrada de la solución ($T_{s,in}$) y del agua de enfriamiento ($T_{c,in}$), concentración de solución a la entrada del absorbedor ($x_{s,in}$), caudal másico del agua de enfriamiento (m_c) y caudal másico de la solución de nitratos alcalinos por unidad de longitud de tubo (Γ).

El modelo desarrollado utiliza la técnica de propagación hacia atrás usando el algoritmo de optimización Levenberg-Marquardt. La función de transferencia “tansig” se utilizó como función de activación en la capa oculta y la función lineal “purelin” se eligió para la capa de salida. La estructura de la red se determinó por un procedimiento de prueba y error. Finalmente, la red neuronal desarrollada consiste de 6 entradas, 9 neuronas en la capa oculta y 4 salidas. De manera que este estudio provee de un modelo predictivo para los parámetros que definen el complejo proceso de transferencia de calor y de masa considerando el mínimo de parámetros de entrada.

El rendimiento del modelo de RNA se midió estadísticamente por la raíz del error cuadrático medio (rmse) y el coeficiente de regresión (r^2), que se calcula con los valores experimentales y las predicciones del modelo de RNA. Los valores de rmse fueron 1.183, 0.020, 0.013 y 0.025 para h_s , m_{abs} , k_m y $\Delta T_{sub,out}$, respectivamente, y los valores de r^2 de 0.9989, 0.9683, 0.9867 y 0.9543 para h_s , m_{abs} , k_m y $\Delta T_{sub,out}$, respectivamente. Los valores bajos de rmse y altos para el r^2 demuestran la eficiencia del modelo en la predicción de las variables de salida. Además, se ha confirmado un alto nivel de confianza del modelo a través de la aplicación de la prueba de la pendiente e intercepto.

También en este capítulo se ha propuesto calcular la importancia relativa (IR%) de las variables de entrada. De acuerdo con el estudio de sensibilidad realizado, se demostró

M.E. Álvarez

que el parámetro de mayor influencia es el caudal de solución Γ para las variables de salida de k_m , m_{abs} y $\Delta T_{sub,out}$ y P_{abs} resultó ser más importante para el cálculo de h_s . Esto sugiere que para obtener una mayor eficiencia en la operación del absorbedor, el caudal de solución de la película descendente debe ser especialmente controlado.

Capítulo 8

Modelo teórico del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales

8.1. Introducción

El absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales es la configuración más común en enfriadoras de agua de absorción. En este tipo de absorbedor, una película delgada de solución desciende sobre la superficie externa de tubos horizontales, mientras que es enfriada con agua que fluye por el interior de los tubos. La solución absorbente al entrar al absorbedor es distribuida uniformemente sobre los tubos por medio del distribuidor de solución. En este estudio la solución absorbente que conforma la película descendente es la solución acuosa de nitratos alcalinos, llamada Alkitratos, y el refrigerante es vapor de agua. El agua de enfriamiento que circula por el interior de los tubos fluye en contra-corriente con el flujo de solución (figura 8.1).

Varias investigaciones teóricas y experimentales han tratado de describir el mecanismo del proceso de absorción y el desarrollo de diseños óptimos. Sin embargo, el análisis detallado de los procesos de transferencia calor y de masa en un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales es realmente complejo. El funcionamiento de estos absorbedores depende de muchos parámetros, tales como, las propiedades termodinámicas y de transporte del fluido de trabajo, las condiciones de operación, los parámetros de diseño (tales como el diámetro, número y longitud de los tubos) y el mojado de la superficie, entre otros. Además, un modelo de absorbedores de película descendente debe tomar en cuenta la dinámica que experimenta la película que desciende sobre los tubos e identificar los distintos regímenes de flujo que experimenta para obtener una mejor predicción del comportamiento del absorbedor.

Generalmente, el desarrollo de modelos matemáticos de absorbedores de película descendente requiere realizar un gran número de suposiciones. No obstante, los modelos muy simples de absorbedores de película descendente no pueden predecir con gran precisión el proceso de absorción.

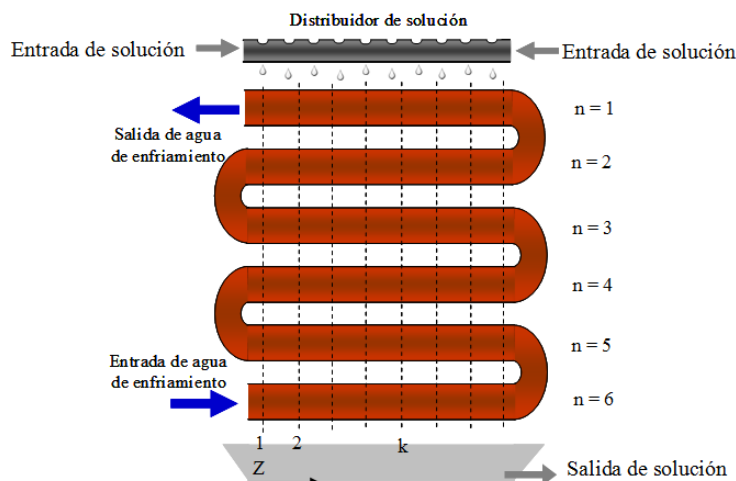


Figura 8.1. Esquema del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales.

En el capítulo 2, sección 2.7.2, fue presentada una revisión bibliográfica de modelos teóricos de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales que se han desarrollado para predecir el funcionamiento del absorbedor. Seewald y Perez-Blanco (1994) fueron los primeros en considerar la formación de tres regímenes de flujo en absorbedores de película descendente y desarrollaron un modelo de un absorbedor en espiral que considera el régimen de formación de gotas.

El objetivo de este capítulo es desarrollar un modelo teórico simple de un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo, que permita estudiar los fenómenos de transferencia de calor y de masa y el efecto de los regímenes de flujo que caracterizan al absorbedor de película descendente. Para ello se han determinado los perfiles de temperatura y concentración que se presentan en el interior del absorbedor, y las condiciones de salida del absorbedor en función de las variables de entrada.

El modelo teórico desarrollado en este capítulo se ha basado en los trabajos realizados por Juárez-Romero *et al.* (2009) y Kirby y Perez-Blanco (1994). Los modelos desarrollados en estos trabajos representan una herramienta útil para investigar el efecto de varios parámetros de operación: caudal y temperatura del fluido de trabajo y del agua de enfriamiento y parámetros geométricos en la eficiencia del absorbedor. En este capítulo, se presentarán las ecuaciones gobernantes, hipótesis y consideraciones de equilibrio, metodología de solución y resultados. Además, los datos experimentales obtenidos en el capítulo 6, se han utilizado para comparar y validar los resultados del modelo.

8.2. Descripción del modelo

La configuración del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales utilizada en el modelo, se ha descrito en detalle anteriormente, en el capítulo 5, sección 5.2.1. En el absorbedor, la película descendente se forma en la superficie externa de cada tubo y es mantenida por el flujo continuo de solución que entra al absorbedor por la parte superior y desciende por acción de la gravedad. Por otra parte, el agua de enfriamiento circula por el interior de los tubos del absorbedor de forma perpendicular

al caudal de solución, por lo tanto el modelo desarrollado es de naturaleza de dos dimensiones (2-D).

Además, la película descendente experimenta cambios en la configuración del flujo cuando la solución pasa de un tubo al otro. Cuando se forman gotas se aumenta el área superficial de la solución expuesta, por lo cual aumenta el área disponible para la transferencia de masa y como consecuencia mejora la absorción de vapor (Wassenaar y Machielsen, 1986).

Los tres regímenes de flujo de la solución que se presentan en el absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales (figura 8.2) son:

- **Régimen de película descendente**, que tiene lugar en la superficie externa de cada tubo.
- **Régimen de formación de gotas**, que se produce en la parte inferior de cada tubo.
- **Régimen de caída libre de gota**, comprende desde que la gota se desprende de un tubo hasta que choca con el siguiente.

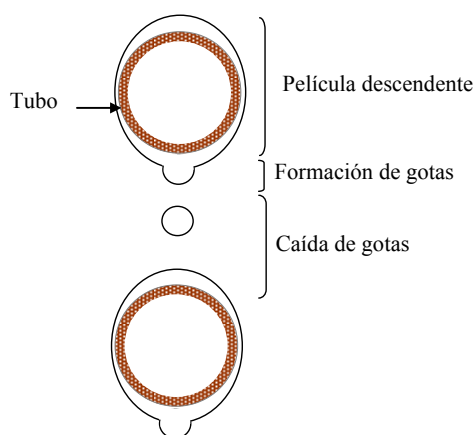


Figura 8.2. Regímenes de flujo en el absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales.

La solución absorbente que desciende experimenta sucesivamente cada uno de estos regímenes de flujo a medida que fluye de un tubo a otro. El modelo numérico de dos dimensiones que se desarrolla en este capítulo integra estos diferentes regímenes de flujo a partir de los balances de energía y de masa para describir el proceso de absorción del absorbedor completo.

Por otra parte, es importante resaltar que el régimen de flujo (gotas, columnas, hojas) que describe el flujo de solución entre los tubos del absorbedor es dependiente del caudal másico de solución (Γ). En la mayoría de los absorbedores, se controla el caudal másico de solución para conseguir que se produzca la formación de gotas entre los tubos.

El volumen promedio de las gotas formadas en la parte inferior de cada tubo se describe por la siguiente expresión (Taghvi-Tafreshi y Dhir, 1980):

$$V_{\text{gota}} = 14 \sqrt{\left(\frac{\sigma}{\rho g}\right)^3} \quad (8.1)$$

donde V_{gota} es el volumen de gota en m^3 , σ y ρ son la tensión superficial (N.m^{-1}) y la densidad de la solución (kg.m^{-3}), respectivamente.

Además, Hu y Jacobi (1996) sugirieron que cuando la película de solución fluye entre los tubos en régimen de gotas, el valor del número de Reynolds de la película es menor que el valor obtenido a partir de la siguiente ecuación:

$$\text{Re}_{\text{película}} = 0.084 \cdot \text{Ga}^{0.302} \quad (8.2)$$

donde el número adimensional de Galileo (Ga) se define como:

$$\text{Ga} = \frac{\rho \sigma^3}{\mu^4 g} \quad (8.3)$$

En otro estudio, Hu y Jacobi (1998) propusieron la siguiente expresión para la distancia promedio entre los núcleos de formación de gotas de solución (λ) (Figura 8.3):

$$\lambda = \left(0.836 \frac{2\pi\sqrt{3}}{\sqrt{1 + 2(\xi/d_o)^2}} - 0.863 \frac{\text{Re}_{\text{película}}}{\text{Ga}^{1/4}} \right) \cdot \xi \quad (8.4)$$

donde λ es en m, d_o es el diámetro externo de los tubos en m y ξ es la longitud del capilar en m definido por la siguiente expresión:

$$\xi = \sqrt{\frac{2\sigma}{\rho g}} \quad (8.5)$$

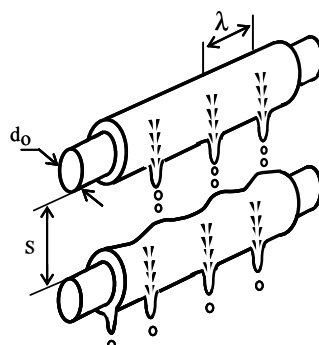


Figura 8.3. Espaciado entre los núcleos de formación de gotas, λ (Hu y Jacobi, 1996).

8.2.1. Tiempo de residencia

Debido a las diferencias en los fenómenos de transporte que se producen durante el proceso de absorción, el tiempo de residencia de la solución en cada régimen de flujo es un parámetro importante en el modelo del absorbedor.

En primer lugar, el tiempo de residencia promedio de la solución en el régimen de formación de gotas se calcula a partir de la siguiente ecuación (Kirby y Perez-Blanco, 1994):

$$t_{\text{form}} = \frac{m_{\text{gota}} N}{\Gamma} \quad (8.6)$$

donde m_{gota} es la masa de la gota en kg, Γ es el caudal de solución dividido por 2 veces la longitud de tubo en $\text{kg.m}^{-1}\text{s}^{-1}$ y N es el número de gotas por unidad de longitud del

tubo en m^{-1} . Asimismo, el número de gotas, se puede calcular a partir de la siguiente ecuación (Jeong y Garimella, 2002):

$$N = \frac{1}{\lambda} \quad (8.7)$$

Por otra parte, el tiempo de residencia en el régimen de caída de gota, $t_{caída}$, se calcula por una expresión simple de caída libre (Kirby y Perez-Blanco, 1994):

$$t_{caída} = \sqrt{\frac{2s}{g}} \quad (8.8)$$

donde s es la distancia entre los tubos en m (figura 8.3) y g es la aceleración de gravedad en $m.s^{-2}$.

En el régimen de película descendente, el tiempo de residencia de la solución puede ser calculado a partir de la velocidad de descenso y el espesor de la película. Asumiendo que la película descendente tiene un comportamiento laminar, se aplica la ecuación de Nusselt para el espesor de película, δ :

$$\delta(\theta) = \left[\frac{3\mu\Gamma}{2\rho^2 g \cdot \sin \theta} \right]^{1/3} \quad (8.9)$$

donde el μ es la viscosidad dinámica de la solución en $kg.m^{-1}.s^{-1}$, ρ es la densidad de la solución en $kg.m^{-3}$, g es la aceleración de gravedad en $m.s^{-2}$ y θ es el ángulo que describe la película de solución respecto al centro del tubo (figura 8.4). Por otra parte, la velocidad en que la película desciende se calcula por la siguiente expresión:

$$u(\theta) = \frac{\Gamma}{2\delta(\theta)\rho} \quad (8.10)$$

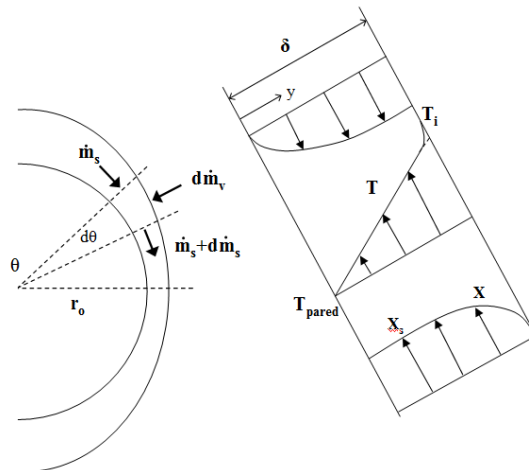


Figura 8.4. Volumen de control para la transferencia de calor y de masa en la película descendente (Jeong y Garimella, 2002).

El tiempo total de residencia de la película descendente se define por la siguiente ecuación (Kirby y Perez-Blanco, 1994):

$$t_{película} = \int_0^{\pi} \frac{r_o}{u(\theta)} d\theta \quad (8.11)$$

En la ecuación anterior r_o es el radio externo de los tubos del absorbedor en m .

8.2.2. Ecuaciones gobernantes de los diferentes regímenes de flujo

Las ecuaciones que describen cada uno de los regímenes de flujo fueron desarrolladas por Kirby y Perez-Blanco (1994) y Juárez-Romero *et al.* (2009). A continuación se describen las ecuaciones gobernantes para cada uno de los tres regímenes de flujo de solución.

8.2.2.1. Régimen de formación de gotas

Este régimen se produce en la parte inferior de cada tubo. El proceso de formación de gotas es complejo, la mayor dificultad se encuentra en la definición de las condiciones de interfase de la gota cuando ocurre su formación.

En este estudio, las ecuaciones que describen la transferencia de calor y de masa del régimen de formación de gotas, se basan en la suposición de superficie fresca (Clift y Weber, 1978) la cual permite identificar las condiciones de interfase durante este régimen. De esta manera, se asume que la gota se forma por una serie sucesiva de capas esféricas delgadas. La solución fresca o nueva, que llega a la gota forma una capa esférica delgada sobre el seno de la solución vieja. Además se asume que el proceso de formación de gotas es adiabático. A continuación se describen las expresiones para el balance de masa y de energía.

Balance de masa: el flujo de vapor absorbido en este régimen se puede calcular a través de la siguiente expresión:

$$\frac{dm_{\text{gota}}}{dt} = 4k_{\text{form}} \rho \pi R_{\text{gota}}^2 \frac{(X_s - X_i)}{100} \quad (8.12)$$

En la ecuación (8.12), X_s es la concentración de la solución que proviene de la película descendente y X_i es la concentración en la interfase. Las condiciones de interfase se calculan suponiendo la temperatura en la interfase igual a la temperatura de la película que formará la nueva gota. La composición en la interfase se obtiene en función de la expresión del equilibrio líquido-vapor:

$$X_i = f(T_i, P_v) \quad (8.13)$$

Una vez definido el flujo de vapor absorbido, la masa final de la gota se calcula sumando a la masa inicial de la gota el flujo de vapor absorbido calculado.

Balance de energía:

$$\frac{dT_s}{dt} = \frac{q_{\text{abs}}}{m_{\text{gota}} C_{p_s}} \frac{dm_{\text{gota}}}{dt} + \frac{Q}{m_{\text{gota}} C_{p_s}} \quad (8.14)$$

donde k_{form} es el coeficiente de transferencia de masa para el régimen de formación de gotas en m.s^{-1} , X_s y X_i son las concentraciones en % del absorbente en el seno de solución y en la interfase, respectivamente, R_{gota} es el radio de la gota en m, Q es el calor transferido desde el núcleo de la gota vieja y caliente a la capa esférica nueva y más fría y q_{abs} es el calor de absorción en kJ.kg^{-1} . La condición de interfase de cada capa nueva se calcula asumiendo que la temperatura de la interfase de la gota es siempre igual a la temperatura de la solución fresca que forma la gota. Posteriormente, se asume que la capa superficial se une dentro de la gota y forma el núcleo.

El calor de absorción q_{abs} y el calor Q son calculados a partir de (Juárez-Romero *et al.*, 2009):

$$q_{\text{abs}} = H_v - h_s + X_s \left. \frac{\partial h_s}{\partial X_s} \right|_{T_s} \quad (8.15)$$

$$Q = 4\lambda_s \pi R_{\text{gota}} (T_s - T_i) \quad (8.16)$$

donde H_v y h_s es la entalpía de vapor saturado y la entalpía de la solución en kJ.kg^{-1} , λ_s es la conductividad térmica de la solución en $\text{W.m}^{-1}.\text{°C}^{-1}$.

8.2.2.2. Régimen de caída de gotas

En el régimen de caída libre de gotas, las ecuaciones de transferencia de calor y de masa son el resultado de los balances aplicados a una gota (Kirby y Perez-Blanco, 1994), de manera similar que en el régimen de formación de gotas. En este modelo no se consideran los efectos de la circulación interna que puede producirse en el interior de la gota. La mayoría de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales poseen un pequeño espaciado entre los tubos, por lo cual el tiempo de caída de gotas es pequeño y de esta manera se reduce el efecto de la circulación interna dentro de la gota (Kirby y Perez-Blanco, 1994). Las ecuaciones que describen la transferencia de calor y de masa se detallan a continuación.

Balance de masa:

$$\frac{dm_{\text{gota}}}{dt} = 4k_{\text{caída}} \rho \pi R_{\text{gota}}^2 \frac{(X_s - X_i)}{100} \quad (8.17)$$

Balance de energía:

$$\frac{dT_s}{dt} = \frac{q_{\text{abs}}}{m_{\text{gota}} C_{p_s}} \frac{dm_{\text{gota}}}{dt} \quad (8.18)$$

donde $k_{\text{caída}}$ es el coeficiente de transferencia de masa para el régimen de caída de gotas en m.s^{-1} , X_s y X_i son las concentraciones en % en el seno de solución y en la interfase, respectivamente, y q_{abs} es el calor de absorción en kJ.kg^{-1} .

Para calcular las condiciones de interfase de la gota, durante este régimen de flujo, se asume un perfil de temperatura lineal, debido a que los tiempos de residencia de la gota en el espaciado entre los tubos son pequeños y la importancia relativa de este régimen de flujo no justifica un modelo más complicado (Kirby y Perez-Blanco, 1994). Este perfil de temperatura lineal se define como:

$$T_i = \frac{H_v}{8\pi\lambda_s R_{\text{gota}}} \frac{dm_{\text{gota}}}{dt} + T_s \quad (8.19)$$

La ecuación 8.19 y la relación concentración-temperatura en la interfase (ecuación 8.13) definen las condiciones de interfase en este régimen.

8.2.2.3. Régimen de película descendente

En el régimen de película descendente, las ecuaciones de transferencia de calor y de masa son el resultado de los balances aplicados a una película fina que rodea al tubo horizontal (Kirby y Perez-Blanco, 1994). En este régimen de flujo el balance de energía se realiza tanto en el lado de la solución como en el lado del agua de enfriamiento.

Balance de energía (lado solución), asumiendo estado estacionario:

$$\frac{dT_s}{d\theta} = \left[\left(q_{\text{abs}} - h_s + X_s \frac{\partial h}{\partial X} \right) \frac{dm_s}{d\theta} - U r_o (T_s - T_c) \right] \frac{1}{m_s \frac{\partial h}{\partial T_s}} \quad (8.20)$$

Balance de energía (lado agua de enfriamiento):

$$\frac{dT_c}{dz} = \frac{-U}{m_c C_{p_c}} (T_s - T_c) \quad (8.21)$$

donde m_s es el flujo másico de solución en kg.s^{-1} , U es el coeficiente global de transferencia de calor en $\text{kW.m}^{-2}.\text{°C}^{-1}$, C_{p_c} es el calor específico del agua de enfriamiento en $\text{kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$, z y θ son las coordenadas horizontal y angular del absorbedor (figuras 8.1 y 8.4), respectivamente.

En la ecuación (8.21) el coeficiente global de transferencia de calor U se calcula por la siguiente expresión:

$$U = \left(\frac{1}{h_s} - \frac{d_o \ln(d_o / d_i)}{2\lambda_{Cu}} - \frac{d_o}{d_i h_c} \right)^{-1} \quad (8.22)$$

donde h_s y h_c son el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente y del agua de enfriamiento en kJ.kg^{-1} , respectivamente, λ_{Cu} es la conductividad térmica del cobre (material de los tubos) en $\text{W.m}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ y d_o y d_i son los diámetros externo e interno de los tubos, respectivamente.

El número de Nusselt y el coeficiente de transferencia de calor del lado del agua de enfriamiento se han calculado a través de la correlación de Dittus-Boelter, apropiada para flujo turbulento a través de los tubos:

$$\text{Nu}_c = \frac{h_c d_i}{k_c} = 0.023 \text{Re}_c^{0.8} \text{Pr}_c^{0.4} \quad (8.23)$$

Por otra parte, Andberg y Vliet (1987) propusieron también la utilización en la película de solución de un perfil de temperatura lineal. De manera que, para calcular las condiciones de interfase en este régimen de flujo se asume un perfil de temperatura lineal (ecuación 8.24).

$$T_i = \frac{1}{4} \frac{q_{\text{abs}}}{\lambda_s} \frac{\delta}{(r_o + \delta)} \frac{dm_s}{d\theta} + T_s \quad (8.24)$$

Balance de masa (lado solución):

La cantidad de vapor absorbido en la interfase viene dada por la siguiente ecuación:

$$\frac{dm_s}{d\theta} = k_{\text{película}} \rho(r_o + \delta)(X_i - X_s) \quad (8.25)$$

donde $k_{\text{película}}$ es el coeficiente de transferencia de masa para el régimen de película descendente en m.s^{-1} , X_s y X_i son las concentraciones en % en el seno de la solución y en la interfase, respectivamente.

Por otra parte, el coeficiente de transferencia de calor de solución de la película descendente, fue obtenido de la metodología de redes neuronales artificiales, (sección 7.4.1).

$$h_s = \sum_{j=1}^J \left[LW_{k,j} \frac{2}{\left(1 + \exp \left(-2 \left(\sum_{i=1}^I IW_{j,i} P_i + b1_j \right) \right) \right)} - 1 \right] + b2_k \quad (8.26)$$

Debido a las diferencias en la hidrodinámica de cada región, cada uno de los regímenes de flujo considerados por el modelo debe ser caracterizado por un coeficiente de transferencia de masa diferente. En este estudio, no se han obtenido los coeficientes de transferencia de masa empíricos correspondientes a cada régimen de flujo, sin embargo, se ha seguido el enfoque empleado por Jeong y Garimella (2002) para el cálculo de cada uno de estos coeficientes.

Jeong y Garimella (2002) detallaron el trabajo de Skelland y Minhas (1971) en el cual se comparan los coeficientes de transferencia de masa obtenidos por diferentes investigadores en el régimen de formación de las gotas, y finalmente obtuvieron la siguiente ecuación genérica:

$$k_{\text{form}} = C_2 \left[\frac{D}{\pi \cdot t_{\text{form}}} \right]^{1/2} \quad (8.27)$$

donde k_{form} esta en $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$, D es el coeficiente de difusividad másica de la solución $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$, t_{form} es el tiempo de residencia en el régimen de formación de gotas en s y C_2 es una constante. Heertjes *et al.* (1954) sugirieron un valor de C_2 igual a 24/7 para los casos en que la formación de gotas es rápida (t_{form} menores de 1.05 s). Además, la formación rápida de las gotas favorece la circulación interna, por lo cual la velocidad de difusión es más pequeña que la velocidad de crecimiento de las gotas (Jeong y Garimella, 2002). En el presente estudio, t_{form} es menor que 1.5 s por lo cual la constante C_2 sugerida por Heertjes *et al.* (1954) se considera apropiada.

Además, Jeong y Garimella (2002) proponen el coeficiente de transferencia de masa expresado por Clift *et al.* (1978) para el régimen de caída de gotas:

$$k_{\text{caída}} = 35 \left[\frac{D}{d_{\text{gota}}} \right] \quad (8.28)$$

donde $k_{\text{caída}}$ esta en $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$, D es el coeficiente de difusividad másica de la solución en $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ y d_{gota} es el diámetro de la gota en m.

Para el régimen de película descendente, el coeficiente de transferencia de masa se puede calcular a partir de la teoría de película sugerida por Whitman (1923) por la siguiente expresión (Jeong y Garimella, 2002):

$$k_{\text{película}} = 2.33 \left[\frac{D}{\delta} \right] \quad (8.29)$$

donde $k_{\text{película}}$ esta en $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$, D es el coeficiente de difusividad másica de la solución en $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ y δ es el espesor de película descendente en m.

8.2.3. Hipótesis

Para desarrollar las ecuaciones diferenciales que describen el comportamiento dinámico del proceso de absorción en el absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales, el modelo se basa en las siguientes suposiciones y consideraciones de equilibrio (Juárez-Romero *et al.*, 2009):

- El proceso de absorción en el haz de tubos se describe utilizando un enfoque bidimensional (2-D).
- Se consideran fluidos newtonianos y laminares.
- Ausencia de gases incondensables en la fase vapor.
- En el interior del absorbedor, se desprecia la caída de presión.
- La transferencia de calor de la solución absorbente al vapor es insignificante, por lo cual, en los tres regímenes de flujo considerados se desprecia la transferencia de calor del lado del vapor.
- La solución absorbente cubre completamente la superficie de los tubos, por lo cual el mojado de los tubos es perfecto.
- Se asumen tubos de superficie lisa.
- Las propiedades termodinámicas y de transporte dependen de las condiciones de temperatura y concentración (T, X) en cada paso de la secuencia de cálculo.
- Se asume el equilibrio líquido-vapor en la interfase.
- Las expresiones para los coeficientes de transferencia de masa para cada régimen de flujo se basan en las expresiones propuestas por Jeong y Garimella (2002).
- El coeficiente de difusividad másica, D, fue aproximado a la difusividad másica de la solución acuosa de LiBr propuesta por Wike-Chang (Bird, 2001).

8.2.4. Procedimiento de cálculo

El modelo del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales considera que los tubos son divididos en varios segmentos sobre los cuales desciende la película de solución (figura 8.1). El código de cálculo se ha desarrollado en el entorno del programa Matlab[®] basado en la metodología de cálculo utilizada por Juárez-Romero *et al.* (2009). El procedimiento de resolución de las ecuaciones diferenciales ordinarias, que gobiernan el comportamiento 2-D del absorbedor, utiliza la técnica de Runge-Kutta de cuarto orden. Las ecuaciones para cada régimen de flujo se combinan para modelar el absorbedor completo. Además, la integración de las regiones del absorbedor se logra haciendo coincidir el caudal de solución y las condiciones de entrada y de salida cuando la solución pasa de un régimen al siguiente.

Para resolver las ecuaciones gobernantes, el absorbedor se divide en varios de segmentos (figura 8.5). En cada segmento se desarrollan cada uno de los regímenes del flujo considerados (formación de gotas, caída libre de gotas y película descendente). La solución absorbente (Alquitratos) fluye desde la parte superior hasta la parte inferior de cada segmento mientras el fluido de enfriamiento pasa horizontalmente.

El código de cálculo requiere de los siguientes datos de entrada: temperaturas de entrada de la solución y del agua de enfriamiento, caudal másico de solución Γ , presión de operación del absorbedor, la concentración de la solución de entrada de la solución y algunos parámetros de diseño del absorbedor (número, diámetro, longitud de los tubos y espaciamiento entre los tubos). Las ecuaciones se resuelven para cada segmento del absorbedor paso a paso. Las condiciones de la solución y del agua de enfriamiento de cada segmento se utilizan para unir los segmentos del absorbedor con aquellos anteriores y adyacentes a el.

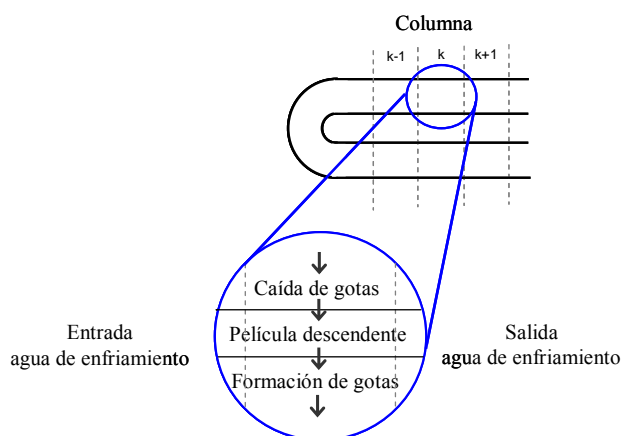


Figura 8.5. Elemento k-ésimo del modelo físico (Kirby y Perez-Blanco, 1994).

La solución fluye de fila a fila, uniendo las condiciones de la solución absorbente que abandona el segmento superior con la solución que entra al segmento inferior. Al realizarse los balances de energía y de masa para cada régimen de flujo en cada segmento, toda la secuencia de cálculo se aplica para el próximo segmento. De esta forma las propiedades de solución determinadas después de fluir sobre los segmentos del tubo superior son usadas como propiedades de entrada de la solución para segmentos correspondientes del próximo tubo. Por otra parte, las condiciones del agua de enfriamiento se unen también con los segmentos adyacentes. Los cálculos se repiten para cada segmento del tubo y de esta manera se determinan las propiedades de la solución a la salida.

En este estudio, solo se tienen datos experimentales de las temperaturas del agua de enfriamiento y datos de temperatura y concentración de la solución de entrada y de salida, por lo cual no se ha podido comprobar los perfiles de temperatura y concentración de la solución a lo largo del haz de tubos.

8.3. Resultados y discusión

En el presente capítulo se han estudiado los fenómenos de transferencia de calor y de masa que ocurren en el interior de un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales desde una perspectiva local, para proveer información adicional que ayude a comprender mejor el complejo proceso de absorción.

En la tabla 8.1 se muestran los datos de entrada del modelo los cuales se basan en las condiciones de operación establecidas en los ensayos experimentales (capítulo 6) para el estudio del proceso de absorción con la solución de nitratos alcalinos como fluido de

trabajo. Se ha considerado un caso base de concentración de 82% en peso de nitratos alcalinos y una presión de operación del absorbedor de 30.0 kPa. La temperatura del agua de enfriamiento y el caudal de solución a la entrada del absorbedor se han variado para estudiar su efecto en el funcionamiento del absorbedor y la validez del modelo en la predicción de las variables de salida en función de estas variables.

Tabla 8.1. Condiciones de operación del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales utilizadas en el modelo.

Condiciones de operación	Caso base
Concentración en sales en la entrada del absorbedor, $X_{s,in}$ (%)	82
Presión de operación del absorbedor, P_{abs} (kPa)	30.0
Flujo másico de solución por longitud de tubo, Γ (kg.m ⁻¹ .s ⁻¹)	0.018
Caudal del agua de enfriamiento, m_c (m ³ .s ⁻¹)	5.0x10 ⁻⁵
Temperatura de entrada del agua de enfriamiento, $T_{c,in}$ (°C)	85.0
Temperatura de entrada de la solución, $T_{s,in}$ (°C)	103.0
Temperatura de entrada del vapor, T_v (°C)	71.0

8.3.1. Efecto de los regímenes de flujo de solución

En este estudio, se han considerado los tres regimenes de flujo de solución citados por Kirby y Perez-Blanco (1994): el régimen de formación de gotas en la parte inferior de cada tubo, el régimen de caída libre de gotas entre los tubos y el régimen de película descendente en la superficie externa de cada tubo.

Como se ha mencionado anteriormente, el caudal de solución a la entrada del absorbedor generalmente se controla de tal manera que permita obtener el régimen de formación de gotas entre los tubos. Por ello, se han estudiado las condiciones de operación del absorbedor a un caudal de solución de 0.018 kg.m⁻¹.s⁻¹. Este caudal se ha elegido porque en los ensayos experimentales, de acuerdo a la inspección visual de la película descendente, se observó una formación de gotas adecuada (sin presencia de columna o puentes de líquido) y un buen mojado de los tubos. Según la experiencia operacional, a mayores caudales se observó la formación de columnas de líquido, lo cual afecta la transferencia de calor y de masa y las hipótesis consideradas en el modelo en relación a la formación de gotas pierden validez. Además, como base de comparación y validación del modelo, se han utilizado los datos obtenidos experimentalmente en el dispositivo construido para el estudio del proceso de absorción.

En la tabla 8.2 se muestran los valores obtenidos para el tiempo de residencia promedio de cada régimen de flujo. Como se puede observar, el tiempo de residencia promedio del régimen de formación de gotas es considerablemente menor que los tiempos de residencia de los otros dos regímenes de flujo, y como resultado, este régimen tiene una menor contribución en la transferencia de calor y de masa. Por otra parte, el tiempo de residencia promedio para el régimen de película descendente es mayor que para el régimen de formación de gotas.

Capítulo 8. Modelo teórico del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales

Tabla 8.2. Tiempos promedio de residencia para cada régimen de flujo en el absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.

Regímenes de flujo	Tiempo de residencia (s)
Caída libre de gotas	0.06
Formación de gotas	0.38
Película descendente	0.67

Además, a partir del modelo del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo, se ha calculado el espaciamiento entre las gotas N , obteniendo un valor de 20.9 mm y un valor de la longitud de capilar, ξ , de 2.5 mm. Jeong y Garimella (2002) reportaron valores de 18 mm y 2.4 mm, para N y ξ , respectivamente, obtenidos para un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales de $d_o=16\text{mm}$ con el fluido de trabajo convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$.

La figura 8.6 presenta la temperatura promedio de la película descendente de solución sobre cada tubo como función del tiempo de residencia. En esta figura, las franjas horizontales delimitan el tiempo de residencia de la solución en cada tubo. Además, en cada tubo se presentan los regímenes de película descendente, formación de gotas y caída de gotas. El tiempo promedio total de residencia de la solución en el absorbedor es 6.6 s. Debido a que el tiempo de residencia del régimen de caída de gotas es pequeño, en la figura 8.6 solo se aprecian los perfiles de temperatura de solución en los regímenes de película descendente, en la cual la solución se enfría por efecto del intercambio de calor con el agua de enfriamiento, y el régimen de formación de gotas, en el cual la solución aumenta su temperatura (entre los tubos) como resultado del proceso exotérmico de absorción del vapor. En el proceso de absorción en el régimen de formación de gotas hay poca transferencia de calor al agua de enfriamiento y por lo tanto, la temperatura de solución aumenta durante este régimen. Las tendencias observadas en el perfil de temperatura de la solución dentro del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales se han comparado con los estudios de Nomura *et al.* (1993), Kirby y Perez-Blanco (1994) y Jeong y Garimella (2002), y se han observado tendencias similares.

Cabe destacar que el dispositivo experimental para el estudio del proceso de absorción de la solución acuosa de nitratos alcalinos no posee indicadores de temperatura que permitan validar la tendencia de los perfiles de temperatura de la solución obtenidos por el modelo. Por lo cual solo se han comparado los resultados del modelo con las condiciones de salida (temperatura y composición) experimentales del absorbedor. En la figura 8.6 se han incluido las temperaturas reales de la solución acuosa de nitratos alcalinos medidas en el dispositivo experimental (puntos). Se puede observar una desviación en la predicción de la temperatura de solución a la salida del absorbedor de 1°C . Este nivel de error se considera aceptable, puesto que las suposiciones que se han considerado para la modelización contemplan una serie de desviaciones en relación al sistema real. Principalmente, la suposición de un mojado perfecto de los tubos puede ser una afirmación muy optimista. Se ha encontrado el mismo orden de error en las predicciones de los perfiles de temperatura de la solución de los trabajos de Kirby y Perez-Blanco (1994) y Jeong y Garimella (2002).

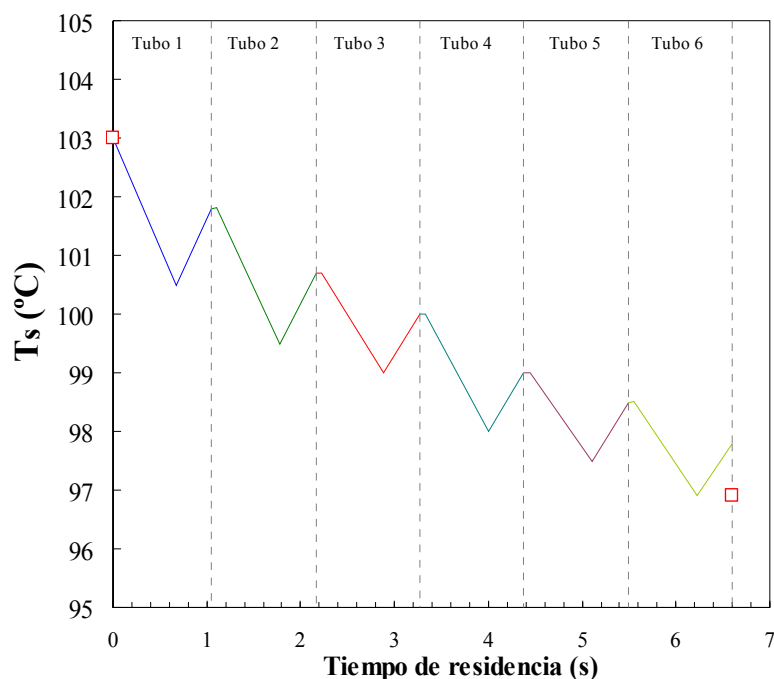


Figura 8.6. Perfil de temperatura promedio de la película de solución en función del tiempo de residencia.

En la figura 8.7 se muestra el perfil de concentraciones en el seno de la solución a lo largo del haz de tubos del absorbedor. En esta figura se observa que se obtienen mayores diferencias de concentración entre la entrada y salida de cada tubo en los primeros tubos (superiores), donde se absorbe mayor cantidad de vapor. También se puede observar que la variación en la concentración de la solución en el régimen de película descendente y en el régimen de formación de gotas es del mismo orden de magnitud. Aunque en el régimen de formación de gotas el vapor se absorbe más rápidamente (pendiente más acentuada). Por otra parte, la absorción de vapor durante el régimen de caída de gotas es pequeña debido al incremento de la temperatura de solución y menor tiempo de residencia de este régimen. Así que básicamente la transferencia de masa es atribuida a los regímenes de formación de gotas y película descendente. En la figura 8.7 también se incluyen los datos experimentales de la concentración de solución a la entrada y salida del absorbedor (puntos). La diferencia obtenida entre la predicción del modelo para la concentración de salida de solución con respecto a los datos experimentales es de 0.6 de la concentración porcentual en peso del absorbente. Se puede observar una tendencia similar a los resultados obtenidos por Kirby y Perez-Blanco (1994).

En la tabla 8.3 se muestran para cada tubo y para cada régimen de flujo, el flujo de vapor absorbido por unidad de longitud del tubo a las condiciones establecidas como caso base en la tabla 8.1. Se observa que la mayoría del vapor se absorbe en los regímenes de película descendente y de formación de gotas. Cabe destacar que la transferencia de masa que se produce en estos regímenes es del mismo orden de magnitud. Se observa también que en los tubos superiores se absorbe más vapor que en los tubos de la parte inferior. Esta tendencia se debe a que en la entrada de solución al absorbedor (tubos superiores) es mayor la diferencia entre la temperatura de la solución y la temperatura del agua de enfriamiento. Por otra parte, en los últimos tubos se

Capítulo 8. Modelo teórico del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales

experimenta una menor diferencia de temperatura y de concentración entre la solución que entra y sale de cada tubo, resultando un menor flujo de vapor absorbido.

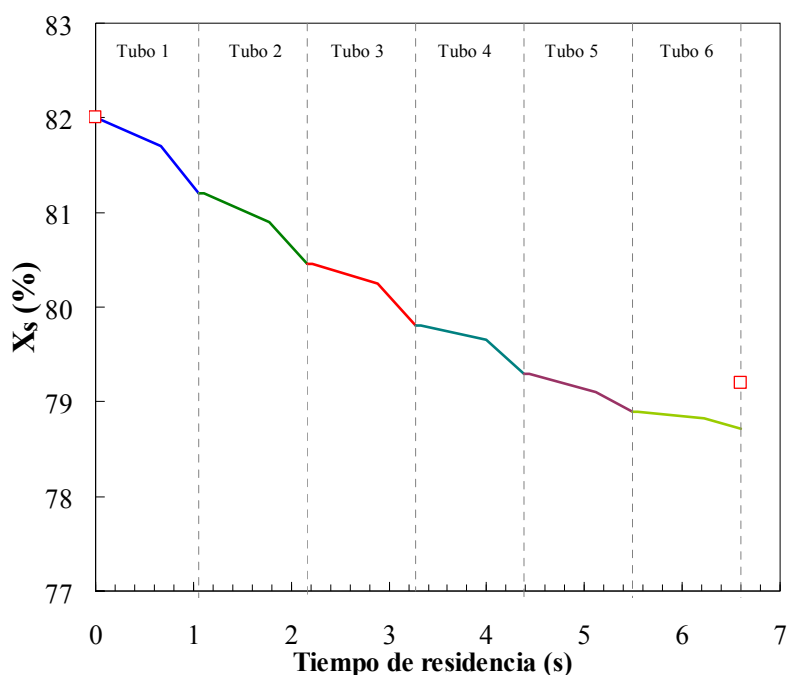


Figura 8.7. Perfil de concentración de la película de solución en función del tiempo de residencia.

Además, el flujo total de vapor absorbido por unidad de área calculado a partir de los resultados del modelo, es de $4.7 \text{ g.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$, que representa una desviación del 22% respecto al valor experimental. Esta desviación se atribuye a las aproximaciones realizadas en el modelo, especialmente el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa para cada régimen de flujo.

Tabla 8.3. Flujo de vapor absorbido en cada régimen de flujo y tubo.

Regímenes de flujo				
		Película descendente	Formación de gotas	Caída de gotas
Flujo de vapor absorbido ($\text{g. m}^{-1}.\text{s}^{-1}$)	Tubo 1	0.16	0.15	$3.2.10^{-4}$
	Tubo 2	0.15	0.15	$4.9. 10^{-7}$
	Tubo 3	0.12	0.14	$3.7. 10^{-7}$
	Tubo 4	0.09	0.12	$2.9. 10^{-7}$
	Tubo 5	0.08	0.11	$2.5. 10^{-7}$
	Tubo 6	0.06	0.08	$1.7. 10^{-7}$

En la figura 8.8, se observa el perfil longitudinal de temperaturas que describe el agua de enfriamiento a las condiciones establecidas en la tabla 8.1. Cabe resaltar que la longitud de los tubos del absorbedor estudiado es de 0.4 m y los tubos están conectados

en serie, por lo cual la salida de un tubo coincide con la entrada de cada tubo siguiente superior. Se observa el comportamiento de la temperatura del agua de enfriamiento desde que entra al tubo 6, ascendiendo por el interior de los tubos 5, 4, 3, 2 y 1, respectivamente, para finalmente abandonar el absorbedor con una temperatura superior debido a que ha disipado el calor de absorción. Se observa también que en los tubos superiores se obtiene un mayor gradiente de temperatura del agua de enfriamiento.

Los valores obtenidos por el modelo para la temperatura de agua de enfriamiento a la salida del absorbedor muestran una desviación promedio de 0.8°C con respecto a los valores experimentales a las mismas condiciones de operación del absorbedor.

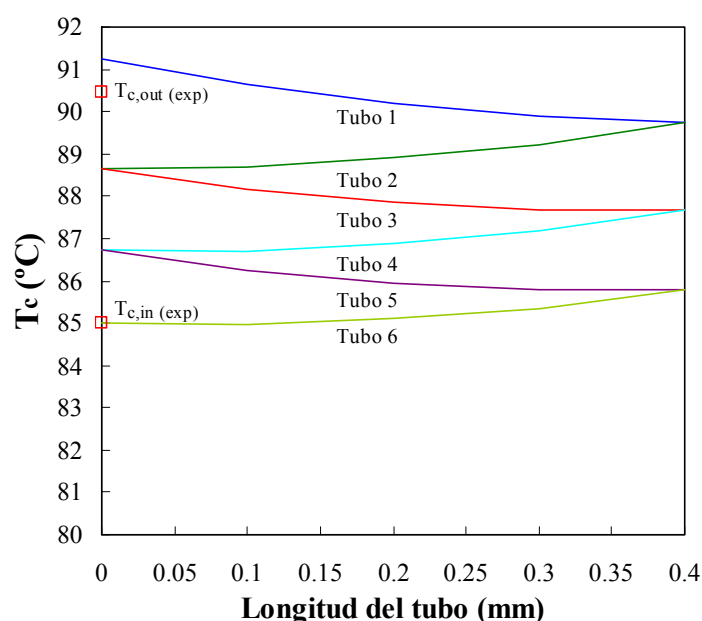


Figura 8.8. Perfil de temperatura del agua de enfriamiento a la largo del haz de tubos.

8.3.2. Efecto de las condiciones de operación

Se ha evaluado el efecto de dos variables de operación en el funcionamiento del absorbedor: la temperatura del agua de enfriamiento y el caudal de solución de entrada al absorbedor. La figura 8.9 muestra la influencia de la temperatura del agua de enfriamiento en el flujo total de vapor absorbido. En esta figura se incluyen los valores del flujo de vapor absorbido obtenidos experimentalmente y calculados por el modelo. Como es de esperar cuando la temperatura del agua de enfriamiento aumenta decrece el flujo de vapor absorbido. El modelo predice adecuadamente el efecto de la temperatura de agua de enfriamiento, porque demuestra que el proceso de absorción mejora con la disminución del agua de enfriamiento. La desviación promedio en la predicción del flujo de vapor absorbido es 23.5%.

Por otra parte, también se ha estudiado el efecto del caudal de solución a la entrada del absorbedor. Como se ha mencionado anteriormente, el caudal de solución es una variable muy importante en el funcionamiento del absorbedor, sin embargo, su efecto depende de la superficie mojada de los tubos (área de transferencia de calor) y el régimen de flujo que describe: gotas, chorros, hojas. Para estudiar el efecto del caudal de solución se presenta en la figura 8.10 la predicción del flujo total de vapor absorbido

en función del caudal de solución. Puede observarse que a mayores caudales de solución, se obtiene una mejor correspondencia entre los valores calculados por el modelo y los resultados experimentales. Esto se debe a que la superficie mojada en los tubos es menor a bajos caudales de solución, este efecto en la reducción del área de transferencia de calor no es tomado en cuenta en el modelo, por lo cual la desviación entre los datos experimentales y calculados es mayor.

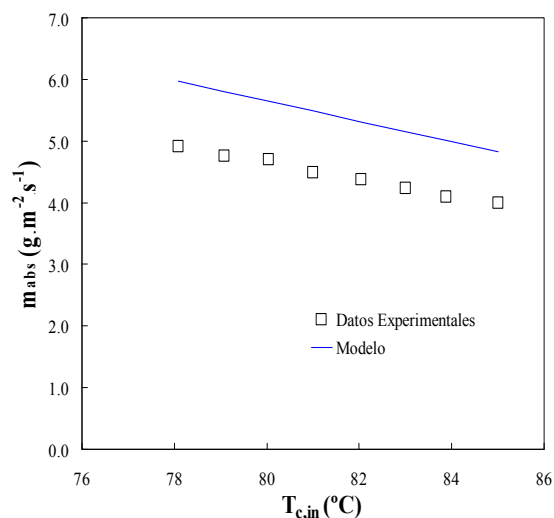


Figura 8.9. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en el flujo de vapor absorbido.

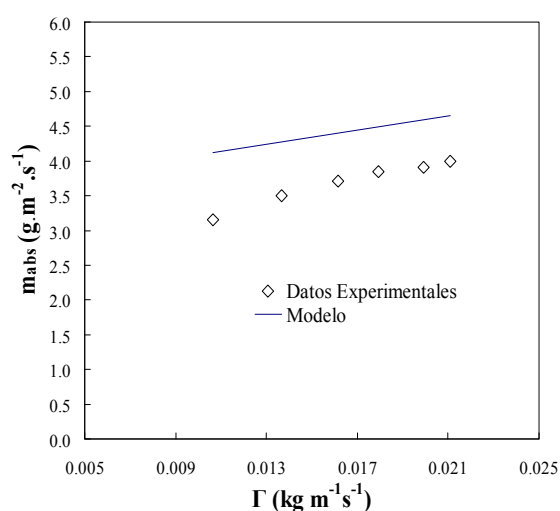


Figura 8.10. Efecto del caudal de solución en el flujo de vapor absorbido.

Además, la frecuencia de formación de gotas es inversamente proporcional al tiempo de residencia de la solución en este régimen de flujo, el cual aumenta con el caudal de solución. A bajos caudales de solución, la temperatura de solución disminuye en mayor proporción en el régimen de película descendente, lo cual favorece el proceso de absorción en el régimen de formación de gotas. Así el vapor absorbido en una gota es mayor, sin embargo, la frecuencia de formación de gotas es menor, siendo el resultado neto menor flujo de vapor absorbido en el régimen de formación de gotas a menores caudales de solución.

8.4. Conclusiones

A partir del estudio desarrollado en este capítulo se ha concluido lo siguiente:

- El modelo matemático desarrollado integra tres regímenes de flujo que caracterizan el proceso de absorción en absorbedores horizontales de película descendente: régimen de formación de gotas que ocurre en la parte inferior de cada tubo del absorbedor; régimen de caída libre de gotas que se produce entre los tubos y régimen de película descendente que se forma en la superficie de los tubos. También incluye las propiedades termodinámicas de la solución acuosa de nitratos alcalinos. El modelo ha permitido evaluar la influencia de los regímenes de flujo en el funcionamiento del absorbedor.

- El modelo predice las condiciones de salida de la solución de nitratos alcalinos y del agua de enfriamiento del absorbedor en función de las variables de entrada. Se ha realizado la comparación y validación del modelo desarrollado con los datos experimentales obtenidos en este estudio mostrando una buena correspondencia. Se observó una desviación promedio en la predicción de las condiciones de salida del absorbedor con respecto a los datos experimentales de 9.2 % para la temperatura de la solución y 8.5% para la temperatura del agua de enfriamiento a la salida del absorbedor y 10% para la concentración de salida del absorbedor.
- Asimismo, se han obtenido los perfiles de temperatura y concentración a lo largo del haz de tubos del absorbedor. Aunque no se cuentan con datos experimentales que validen los perfiles de temperaturas y de concentración obtenidos a lo largo del absorbedor, las tendencias observadas en estos perfiles son similares a los obtenidos en otros estudios con absorbedores de película sobre tubos horizontales con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo (Nomura *et al.*, 1993; Kirby y Perez-Blanco, 1994; Jeong y Garimella, 2002)
- El modelo desarrollado también permite la predicción de parámetros de desempeño del absorbedor, como el flujo de vapor absorbido, a diferentes condiciones de operación. Las desviaciones obtenidas por el modelo para el flujo de vapor absorbido es 22%.

Capítulo 9

Conclusiones, perspectivas y trabajos futuros

9.1. Conclusiones

Se ha caracterizado a la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo para enfriadoras de agua de absorción, que utilizan agua como refrigerante, en una configuración de triple-efecto, capaces de operar con temperaturas de la fuente de calor de hasta 260°C. Este fluido de trabajo, también llamado Alkitratos, consiste de una solución acuosa ternaria de los nitratos alcalinos LiNO_3 , KNO_3 , NaNO_3 de composición másica 53, 28 y 19%, respectivamente. Se ha demostrado que los Alkitratos representan un fluido de trabajo alternativo al convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ para aplicaciones de ciclos de refrigeración por absorción accionados con fuentes de calor de alta temperatura, con la posibilidad de aumentar el aprovechamiento del nivel térmico de la fuente de calor.

Las soluciones acuosas de nitratos alcalinos cumplen los requisitos de un fluido de trabajo para un ciclo de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura: estabilidad térmica, no son corrosivos, buenas propiedades para la transferencia de calor y de masa, seguridad y coste. Sin embargo, la utilización de los Alkitratos se restringe a etapas del ciclo de refrigeración por absorción que operen a altas temperaturas. Debido a su estrecho rango de solubilidad, no puede ser utilizado a bajas temperaturas. En el área donde las soluciones acuosas de nitratos alcalinos pueden ser aplicadas, muestran unas prestaciones superiores al fluido convencional $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$: un incremento de los valores del COP sin presentar problemas de corrosión e inestabilidad térmica típicos del LiBr . Además, las enfriadoras de agua de absorción que utilizan las soluciones acuosas de nitratos alcalinos como fluido de trabajo requieren menor inversión inicial tanto en el material de construcción como en el coste de la carga inicial del fluido de trabajo, debido a que el coste del absorbente es por lo menos la mitad del coste del LiBr para la misma carga en volumen de solución.

Las pruebas realizadas en el dispositivo experimental especialmente diseñado para su caracterización confirmaron su estabilidad a alta temperatura, baja corrosividad, y un amplio potencial de absorción. En este trabajo se presentan el flujo de vapor absorbido y

los coeficientes de transferencia de calor y de masa obtenidos a partir del dispositivo experimental.

A continuación se indican las conclusiones específicas de cada capítulo de la tesis.

1. De la revisión del estado del arte de los diferentes sistemas que han sido objeto de estudio, las conclusiones más relevantes son:

- Se reconoce que las enfriadoras de agua de absorción de triple-efecto representan un paso importante en la evolución de los sistemas de refrigeración por absorción porque suponen una mejora de los ciclos de doble-efecto, alcanzando valores de rendimiento superiores. No obstante, por las limitaciones asociadas al fluido de trabajo (problemas de corrosión e inestabilidad térmica) y los grandes tamaños y altos precios de las enfriadoras de triple-efecto, no se han podido extender al sector residencial y comercial, donde los equipos eléctricos de compresión continúan dominando el mercado.
- Numerosos estudios se han enfocado en el desarrollo de enfriadoras de agua de absorción de triple-efecto. Se han ensayado y patentado prototipos de máquinas de triple-efecto con las mezclas $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ con valores de coeficiente de operación (COP) de 1.7 y mayores, y algunas compañías han empezado con la comercialización, lo cual demuestran la viabilidad de estas enfriadoras de agua. Sin embargo, se enfatizan los problemas de corrosión en los componentes expuestos a altas temperaturas.
- Se han propuesto nuevas mezclas salinas, para enfriadoras de agua que utilizan agua como refrigerante, que sustituyen al LiBr. Los absorbentes constituidos de soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos ofrecen condiciones favorables de corrosividad, estabilidad térmica, presión de vapor y transferencia de calor y de masa. Se ha resumido el estado de arte de los conocimientos concernientes a la estabilidad térmica, corrosión y propiedades físicas.
- El absorbedor es el verdadero corazón de la tecnología de refrigeración por absorción. La literatura contiene una cantidad significativa de investigaciones experimentales enfocadas en estos sistemas, sin embargo, todavía los procesos de transferencia de calor y de masa que ocurren simultáneamente no están completamente definidos. En este trabajo se presenta una revisión de la literatura con los resultados experimentales y modelos teóricos de absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales. Los efectos de la geometría del absorbedor y las condiciones de operación, son sistemáticamente considerados y se comparan los resultados obtenidos en diferentes investigaciones.
- Los modelos de redes neuronales artificiales (RNA) se han identificado como herramientas prometedoras para la predicción y modelización de diferentes procesos. El enfoque de redes neuronales artificiales presenta varias ventajas sobre los métodos convencionales, como la velocidad para resolver cálculos complejos, la capacidad de aprender a partir de datos y pueden ser entrenados fácilmente cuando se someten a nuevos conjuntos de datos. En la literatura se encuentran varias aplicaciones de los modelos de RNA, en el ámbito de las propiedades físicas y en sistemas de absorción,

los cuales han permitido proporcionar resultados más precisos en relación a los métodos convencionales.

2. Del estudio de las propiedades termodinámicas y de transporte de las soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos, se destacan los siguientes aspectos:

- Se ha realizado una revisión exhaustiva de las propiedades termodinámicas de las mezclas de nitratos y nitritos alcalinos. Se han elegido dos soluciones de nitratos y nitritos alcalinos con mayor potencial para ser empleadas en ciclos de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura: $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ con composición másica porcentual de sales 53, 28 y 19, respectivamente, llamada “Alkitratos” y la segunda $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ con composición 53, 35 y 12, respectivamente, y con mejor solubilidad que la primera.

- Se ha medido experimentalmente la presión vapor de las mezclas ternarias $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3$ (53:28:19) y $\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (53:35:12) por medio de un método estático, en el rango de temperaturas 60-200°C y fracción másica total de sales entre 0.50 y 0.95. El método de Barker se utilizó para calcular las composiciones de la fase líquida en el equilibrio. Los datos del equilibrio líquido-vapor (presión, temperatura y composición) se han sido correlacionado por medio de una ecuación polinómica.

- Se ha construido el diagrama de Dühring (P-T-X) para las dos mezclas que incluye la línea de cristalización de las soluciones seleccionadas. La determinación de este diagrama hace posible identificar la zona de operación de la enfriadora de agua de absorción sin riesgo de cristalización.

- Un modelo de redes neuronales artificiales se ha aplicado para la predicción de la densidad y la viscosidad dinámica de cuatro soluciones acuosas de nitratos y nitritos alcalinos. Los datos experimentales obtenidos en trabajos previos realizados en nuestro grupo de investigación se utilizan para entrenar a las redes neuronales. El uso de RNA para predecir la densidad y la viscosidad dinámica a determinadas temperaturas y fracciones másicas total de sales resulta satisfactorio, como se evidencia por los valores bajos valores de rmse. Estas precisiones son aceptables para la predicción de las propiedades termodinámicas y de transporte.

- Otras propiedades de los fluidos de trabajos seleccionados importantes en la evaluación y diseño de ciclos de refrigeración por absorción (capacidad calorífica, entalpía y conductividad térmica) se han estimado por medio de correlaciones y métodos predictivos obtenidos de la bibliografía. En resumen, se ha creado una base de datos de las propiedades termofísicas y se han desarrollado correlaciones empíricas adicionales.

3. De la simulación del ciclo de refrigeración por absorción con la solución de nitratos alcalinos y la determinación de las condiciones de operación, se ha concluido lo siguiente:

- Se ha planteado una configuración de ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto, denominada “Ciclo de alta temperatura con Alkitratos” que permite

aumentar el aprovechamiento del potencial térmico de las fuentes de calor a alta temperatura y mejorar el desempeño de los ciclos de triple-efecto convencionales. La configuración del ciclo seleccionada consiste de un ciclo de doble-efecto en flujo paralelo con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ como fluido de trabajo y un ciclo de simple-efecto con la solución de Alkitratos acoplados por medio del intercambio de calor entre las corrientes externas. El funcionamiento del ciclo se ha evaluado bajo un rango de condiciones de operación.

- A partir de la simulación se comprobó la capacidad del ciclo de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos de operar a altas temperaturas de la fuente de calor hasta 260°C . Se ha comprobado la correcta operación del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con Alkitratos por medio de la representación de los componentes en un diagrama de Dühring, donde se confirma que se ha respetado el margen de seguridad para evitar la cristalización de la solución. A temperaturas de la fuente de calor mayores de 260°C puede presentarse la cristalización en las zonas de mayor concentración de la solución en el ciclo.
 - El desempeño del ciclo de refrigeración por absorción de triple-efecto con etapa de alta temperatura con Alkitratos, a temperaturas de la fuente de calor superiores a 180°C , muestra un coeficiente de operación ligeramente superior, en comparación con el ciclo de triple-efecto de $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$. Sin embargo, la operación del ciclo de triple-efecto con $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ por encima de 150°C requiere de la utilización de inhibidores de corrosión o la utilización de materiales de construcción especiales.
 - Si se sustituye el fluido de trabajo $\text{H}_2\text{O}/(\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_3)$ con relación másica porcentual de sales 53:28:19, respectivamente, por $\text{H}_2\text{O}/\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$, con relación másica porcentual de sales 53:35:12, respectivamente, se amplía el intervalo de temperaturas de operación en el generador (debido al aumento significativo de la solubilidad en agua) sin presentar problemas de cristalización en las corrientes más críticas, con un coeficiente de operación prácticamente igual. La utilización de esta nueva solución disminuye la línea de cristalización en alrededor 16°C a las condiciones de operación establecidas, de esta manera permite mejorar sustancialmente el aprovechamiento del nivel térmico de la fuente de calor de alta temperatura.
4. Del dispositivo experimental construido para el estudio del proceso de absorción con la solución de nitratos alcalinos, se destacan los siguientes aspectos:
- La instalación experimental diseñada y construida ha permitido el estudio del proceso de absorción de vapor de agua por una película descendente de la solución acuosa de nitratos alcalinos. El dispositivo experimental tiene la capacidad de funcionar de manera continua y permite realizar el análisis de sensibilidad de las variables de operación: caudal másico de solución y caudal de agua de enfriamiento, temperatura de entrada de la solución y del agua de enfriamiento, presión de operación del absorbedor y concentración de la solución.
 - Los diversos materiales utilizados en el montaje de la instalación experimental (acero inoxidable, vidrio, juntas de teflón, etc.) no presentaron señales de desgaste o corrosión.

Capítulo 9. Conclusiones, perspectivas y trabajos futuros.

- Se evidenciaron serios problemas de cristalización en varios puntos del circuito de solución durante las etapas de arranque y parada de la planta.
 - Un estudio sistemático del sistema de distribución de solución, permitió identificar la configuración del distribuidor de solución que proporciona una distribución homogénea y uniforme de solución a lo largo del haz de tubos del absorbedor.
5. Del estudio experimental del proceso de absorción de la película descendente sobre tubos horizontales, las conclusiones más relevantes son:
- Se ha realizado un estudio experimental para obtener los parámetros de desempeño del absorbedor horizontal de película descendente que utiliza la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo.
 - Los ensayos se realizaron de forma sistemática, considerando las condiciones de operación de un ciclo de refrigeración por absorción con accionamiento a alta temperatura. Se consideró como caso base una concentración másica de 82% en sal y una presión de operación del absorbedor de 30.0 kPa. Se varió el caudal de solución a la entrada del absorbedor en el rango de 0.010-0.022 kg.m.s⁻¹ y la temperatura del agua de enfriamiento en el intervalo de 78-86°C, con incrementos de 1°C. El efecto de la presión y concentración también se estudiaron. Para evaluar el efecto de la presión, los parámetros de desempeño del absorbedor se han comparado a una presión de 30.0 y 35.0 kPa. Asimismo el efecto de la concentración en el desempeño del absorbedor se ha estudiado a una concentración de 75 y 82% en peso de solución de nitratos alcalinos.
 - A partir de los ensayos experimentales se han determinado los parámetros de eficiencia del absorbedor. Los valores obtenidos para el flujo de vapor absorbido se encuentran en el rango de 2.83-6.55 g.m⁻².s⁻¹ mientras que, los valores obtenidos para el coeficiente de transferencia de calor varían entre 631.9 y 1715.8 W.m⁻².°C⁻¹ y para el coeficiente de transferencia de masa en el intervalo (2.1-6.0)×10⁻⁵m.s⁻¹, y el intervalo de variación del grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor es entre 11.9 y 15.7°C.
 - Se ha evidenciado que la temperatura y el caudal de entrada del agua de enfriamiento tiene un efecto significativo en el desempeño del absorbedor. El flujo de vapor absorbido y la carga térmica del absorbedor aumentan linealmente con el caudal de agua de enfriamiento y disminuye con la temperatura de agua de enfriamiento que circula por el interior del haz de tubos del absorbedor. Con la disminución de la temperatura y el aumento del caudal del agua de enfriamiento, aumenta la capacidad del agua para retirar el calor del absorbedor, que a su vez permite aumentar la transferencia de masa, consecuentemente los coeficientes de transferencia de masa y de calor aumentan.
 - El flujo de vapor absorbido y la carga térmica del absorbedor aumentan con el caudal másico de solución. Con el aumento del caudal de solución se consigue que la película descendente cubra una mayor área del absorbedor, lo cual mejora la absorción de vapor. Además, al aumentar el caudal se produce un mejor mezclado

de la solución al descender de un tubo a otro. Los coeficientes de transferencia de calor y de masa también aumentan con el caudal de solución.

- Cuando se aumenta la presión de operación del absorbedor de 30 a 35 kPa, se obtiene un mejor rendimiento del absorbedor. Se evidencia un aumento de aproximadamente 14% en el flujo de vapor absorbido. Los coeficientes de transferencia de calor y de masa también aumentan con la presión de operación del absorbedor.
 - Al disminuir la concentración de sal a la entrada del absorbedor de 82 a 75%, disminuye en un 16% el flujo de vapor absorbido. Al disminuir la concentración de la solución aumenta la presión de vapor y, por lo tanto, el potencial motriz para la transferencia de masa disminuye. Por lo tanto, los valores obtenidos para los coeficientes de transferencia de calor y de masa son mayores a la concentración de sales de 82% que para 75%.
 - El grado de subenfriamiento de solución a la salida del absorbedor muestran valores altos en todo el rango de las condiciones estudiadas (11.9-15.7°C), lo que indica que las últimas secciones del absorbedor sirven básicamente para enfriar la solución. Sin embargo, se puede mejorar su eficiencia reduciendo la longitud de tubos o la cantidad de tubos en el absorbedor.
 - Los valores de los parámetros de funcionamiento del absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo son similares a los resultados obtenidos para absorbedores de película descendente sobre tubos horizontales que utilizan H₂O/LiBr como fluido de trabajo con geometrías similares. Sin embargo, no se ha podido realizar una comparación directa con resultados obtenidos de la literatura, debido a que las condiciones de operación de los absorbedores con H₂O/LiBr difieren de las condiciones de operaciones del absorbedor con la solución de nitratos alcalinos como fluido de trabajo propuesto en este estudio.
6. De la modelización de los parámetros de eficiencia del absorbedor con la solución acuosa de nitratos alcalinos como fluido de trabajo usando redes neuronales artificiales, se ha podido concluir:
- Se ha desarrollado un modelo matemático para la predicción de los parámetros de eficiencia de un absorbedor de película descendente sobre tubos horizontales que utiliza la solución acuosa de nitratos como fluido de trabajo, usando la metodología de redes neuronales artificiales (RNA). El modelo considera seis variables de entradas: presión de operación del absorbedor (P_{abs}), temperaturas de entrada de la solución ($T_{s,in}$) y del agua de enfriamiento ($T_{c,in}$), concentración de solución a la entrada del absorbedor ($X_{s,in}$), caudal másico del agua de enfriamiento (m_c) y caudal másico de la solución de nitratos alcalinos por unidad de longitud de tubo (Γ) y 4 variables de salida: los coeficientes de transferencia de calor y de masa de la película (h_s y k_m , respectivamente), el flujo de vapor absorbido (m_{abs}) y el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor ($\Delta T_{sub,out}$). La estructura de la red fue

determinada por un procedimiento de prueba y error. Finalmente, la red neuronal desarrollada consiste de 6 entradas, 9 neuronas en la capa oculta y 4 salidas.

- El rendimiento del modelo de RNA se midió estadísticamente por el error cuadrático medio (rmse) y el coeficiente de regresión (r^2), que se calcula con los valores experimentales y las predicciones del modelo de RNA. Los valores bajos de rmse y altos para el r^2 demuestran la eficiencia del modelo en la predicción de las variables de salida.
 - Se ha calculado la importancia relativa (IR%) de las variables de entrada, demostrando que el parámetro de mayor influencia sobre el rendimiento del absorbedor es el caudal de solución Γ . Esto sugiere que para obtener una mayor eficiencia en la operación del absorbedor, el caudal nominal de solución de la película descendente debe ser correctamente determinado.
7. Del modelo físico desarrollado para simular el proceso de absorción de vapor por una película descendente con la solución de nitratos alcalinos sobre un haz de tubos horizontales enfriados internamente con agua, se destacan los siguientes aspectos:
- El modelo matemático integra tres regímenes de flujo que caracterizan el proceso de absorción en absorbedores horizontales de película descendente: régimen de formación de gotas que ocurre en la parte inferior de cada tubo del absorbedor; régimen de caída libre de gotas que se produce entre los tubos y régimen de película descendente que se forma en la superficie de los tubos. También incluye las propiedades termodinámicas de la solución acuosa de nitratos alcalinos. El modelo ha permitido evaluar la influencia de los regímenes de flujo en el funcionamiento del absorbedor.
 - Se han obtenido los perfiles de temperatura y de concentración a lo largo del haz de tubos del absorbedor. El modelo predice las condiciones de salida de la solución del absorbedor en función de las variables de entrada. La comparación y validación del modelo desarrollado con los datos experimentales obtenidos en este estudio fue también realizada mostrando una buena correspondencia.

9.2. Perspectivas y trabajos futuros

Como continuación al presente trabajo, los siguientes estudios que pueden ser realizados:

- Completar la base de datos de las propiedades termofísicas de la solución acuosa de nitratos alcalinos (Alkitratos) con medidas experimentales de la difusividad másica, conductividad térmica y tensión superficial. Estos parámetros son de gran interés para el modelo físico del absorbedor de película descendente con Alkitratos.
- Completar la base de datos experimentales de propiedades termofísicas de la solución de nitratos y nitritos alcalinos $\text{H}_2\text{O}/\text{LiNO}_3+\text{KNO}_3+\text{NaNO}_2$ (relación másica porcentual 53:35:12).
- Estudiar el proceso de absorción de la solución de nitratos y nitritos alcalinos en las condiciones de operación consideradas en este estudio y determinar el flujo de vapor absorbido y los correspondientes coeficientes de transferencia de calor y de masa. Realizar una comparación con la solución acuosa de nitratos alcalinos y comprobar los beneficios obtenidos con este nuevo fluido de trabajo, el cual desplaza el límite de solubilidad hacia concentraciones más elevadas.
- Por lo que se refiere al dispositivo experimental para el estudio del proceso de absorción, instalar indicadores de temperatura en la superficie externa de los tubos, que permitan comparar los perfiles de temperatura obtenidos con el modelo físico y los perfiles experimentales.
- A partir de todo el conocimiento adquirido en la presente tesis, desarrollar y ensayar un prototipo experimental de una enfriadora de agua de triple-efecto con accionamiento a alta temperatura con la configuración de ciclo con etapa de alta temperatura con Alkitratos. Estudiar las prestaciones del prototipo y su viabilidad técnico-económica.

Referencias

- Abdelmassih, G. Prediction and experimental determination of density and viscosity of mixtures of Alquitratos. Trabajo Final del Master de Ingeniería Termodinámica de Fluidos. Universitat Rovira i Virgili. Tarragona, España, 2009.
- Albertson, C.; Krueger, R. Heat transfer additives for absorbent solution. US Patent No. 3 580 759, 1971.
- Aleboyeh, A.; Kasiri, M.; Olya, M.; Aleboyeh, H. Dyes and pigments, 77, pp. 288-294, 2008.
- Alefeld, G. Regeln für den Entwurf von mehrstufigen Absorbermaschinen (Rules for the design of multistage absorption machines). Brennst-Wärme-Kraft, 34, pp. 64-73, 1982.
- Alefeld, G. Multi-stage apparatus having working-fluid and absorption cycles, and method of operation thereof. US Patent No. 4 531 374. 1985.
- Alefeld, G.; Radermacher, R. Heat conversion systems. CRC Press Inc, 1994.
- Ally, M. Thermodynamic properties of aqueous ternary solutions relevant to chemical heat pumps. Final Report, ORNL/TM-10258. Oak Ridge National Laboratory, 1987.
- Ally, M. Final Report, ORNL, Oak Ridge National Laboratory, 1988.
- Ally, M.; Klatt, L.; Zaltash, A.; Linkous, R. Densities and refractive indexes of aqueous (Li · K · Na)NO₃ mixtures. Journal of Chemical and Engineering Data, 36(2), pp. 209-213, 1991.
- Álvarez, M.; Bourouis, M.; Esteve, X. Vapor-liquid equilibrium of aqueous alkaline nitrate and nitrite solutions for absorption refrigeration cycles with high-temperature driving heat. Journal of Chemical and Engineering Data, 56, pp. 491-496, 2011.
- Andberg, J.; Vliet, G. Nonisothermal absorption of gases into falling film. Proceedings of the ASME/JSME Thermal Engineering Joint Conference, Hawaii, 2, pp. 423-431, 1983.
- Andberg, J. Absorption of vapors into liquid films flowing over cooled horizontal tubes. Ph.D. dissertation, Universidad de Texas, Austin, 1986.
- Andberg, J.; Vliet, G. A simplified model for absorption of vapors into liquid films flowing over cooled horizontal tubes. ASHRAE Transactions, 93, pp. 2454-2466, 1987.
- Andersen, J.; Costa, A.; Ziegler, F. Measurements of property data for LiNO₃, KNO₃, NaNO₃-H₂O mixture. American Society of Mechanical Engineers, Advanced Energy Systems Division, 40, pp. 21-27, 2000.
- Asano, T.; Nishimura, K.; Nonaka, H.; Manako, A.; Ohayashi, A. Absorbent composition for air conditioning or hot water supply apparatus, Japanese Patent JP 62129127, 1987.
- Aseyev, G. Electrolytes - Properties of solutions methods for calculation of multicomponent systems, and experimental data on thermal conductivity and surface tension. Begell House Publishers, New York, 1998.

- Atchley, J.; Perez-Blanco, H.; Kirby, M.; Miller, W. An experimental and analytical study of advanced surfaces for absorption chiller absorbers. Gas Research Institute Report GRI, 1998.
- Auracher, H.; Wohlfeil, A.; Ziegler, F. A simple physical model for steam absorption into a falling film of aqueous lithium bromide solution on a horizontal tube. *Heat Mass Transfer*, 44, pp. 1529-1536, 2008.
- Barker, J. Determination of activity coefficients from total pressure measurements. *Australian Journal of Chemistry*, 6, pp. 207-210, 1953.
- Barragan, R.; Arellano, V.; Heard, C.; Best, R. Experimental performance of ternary solution in an absorption heat transfer. *International Journal of Energy Research*, 22, pp. 73-83, 1998.
- Best, R.; Holland, F. A study of the operating characteristics of an experimental absorption cooler using ternary systems. *International Journal of Energy Research*, 14, pp. 553-561, 1990.
- Beutler, A.; Hoffman, L.; Ziegler, F.; Alefeld, G.; Gommed, K.; Grossman, G.; Shavit, A. Experimental investigation of heat and mass transfer in film absorption on horizontal and vertical tubes. *Ab-Sorption 96*, International Ab-sorption Heat Pump Conference, Montreal, Quebec, Canada, pp. 409-419, 1996.
- Bird, R.; Stewart, W.; Lightfoot, E. *Transport Phenomena*, 2nd ed., OUP, 2001.
- Bishop, C. *Neural networks for pattern recognition*. Oxford University Press, New York, USA, 2002.
- Boryta, D. Solubility of lithium bromide in water between -50°C and 100 °C (45 to 70% lithium bromide). *Journal of Chemical and Engineering Data*, 15(1), pp. 142-144, 1970.
- Bourouis, M.; Vallès, M.; Medrano, M.; Coronas, A. Absorption of water vapour in the falling film of water-(LiBr+LiI+LiNO₃+LiCl) in a vertical tube at air-cooling thermal conditions. *International Journal of Thermal Sciences*, 44, pp. 491-498, 2005.
- Bourouis, M.; Vallès, M.; Medrano, M.; Coronas, A. Performance of air-cooled absorption air conditioning systems working with water-(LiBr+LiI+LiNO₃+LiCl) in a vertical tube at air-cooling thermal conditions. *Journal of Process Mechanical Engineering*, 219(2), pp. 205-212, 2005.
- Burdukov, A.; Bufetov, N.; Deriy, N.; Dorokhov, A.; Kazakov, V. Experimental study of the absorption of water vapor by thin films of aqueous lithium bromide. *Heat Transfer Soviet Research*, 12(3), pp. 118-123, 1980.
- Chi, W.; Marcriss, R.; Rush, W. Secondary alcohol additives for lithium bromide-water absorption refrigeration system. US Patent No. 3 609 087, 1971.
- Choua, A.; Laugier, S.; Richon, D. Modeling of thermodynamic properties using neural networks Application to refrigerants. *Fluid Phase Equilibria*, 199, pp. 53-62, 2002.
- Chow, T.; Zhang, G.; Lin, Z.; Song, C. Global optimization of absorption chiller system by genetic algorithm and neural network. *Energy and Building*, 34, pp. 103-109, 2002.
- Clift, R.; Grace, J.; Weber, M. *Bubbles, drops and particles*. Academic Press, 1978.

- Conlisk A. Falling film absorption on a cylindrical tube. *AIChE Journal*, 38(11), pp. 1716-1728, 1992.
- Conlisk A.; Mao, J. Nonisothermal absorption on a horizontal cylindrical tube-1. The film flow. *Chemical Engineering Science*, 51(8), pp. 1275-1285, 1996.
- Consenza, F.; Vliet, G. Absorption in falling water/LiBr films on horizontal tubes. *ASHRAE Transactions*, 96, pp. 693-701, 1990.
- Curtiss, P. Artificial neural networks for use in building systems control and energy management. A dissertation for the degree of PhD, The University of Colorado, 1992.
- Daiguji, H.; Hihara, E.; Saito, T. Mechanism of absorption enhancement by surfactant. *International Journal Heat and Mass transfer*, 40(8), pp. 1743-1752, 1997.
- Davidson, W.; Erickson, D. 260°C Aqueous absorption working pair under development. *Newsletter IEA Heat Pump Center*, 4(3), pp. 29-31, 1986.
- Davidson, W.; Erickson, D. New high temperature absorbent for absorption heat pumps. Oak Ridge National Laboratory. ORNL/Sub/85-22013/1, Energy Concepts Company, Annapolis, Maryland, 1986.
- De Lucas, A.; Rodriguez, J.; Donate, M. Vapor pressures, densities and viscosities of the (water + lithium Bromide + sodium formate) system and (water + lithium bromide + potassium formate) system. *Journal Chemical and Engineering Data*, 48(1), pp. 18-22, 2003.
- De Lucas, A.; Donate, M.; Rodríguez, J. Vapour pressures, densities, and viscosities of the (water + lithium bromide + potassium acetate) system and (water + lithium bromide + sodium lactate) system. *Journal of Chemical Thermodynamics*, 38, pp. 123, 2006.
- De Lucas, A.; Donate, M.; Rodríguez, J. Absorption of water vapor into new working fluids for Absorption Refrigeration Systems. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 46, pp. 345-350, 2007.
- Deng, S.; Ma, W. Experimental studies on the characteristics of an absorber using LiBr/H₂O solution as working fluid. *International Journal of Refrigeration*, 22(4), pp. 293-301, 1999.
- Deng, S.; Wang, R.; Han, G. A review of thermally activated cooling technologies for combined cooling, heating and power systems. *Progress in Energy and Combustion Science*, 37(2), pp. 172-203, 2011.
- Despange, F.; Massart, D. Neural networks in multivariate calibration. *Analyst*, pp. 157-178, 1998.
- DeVault, R. Triple-effect absorption chiller utilizing two refrigerant circuits. US Patent No. 4 732 008, 1988.
- DeVault, R.; Biermann, W. Triple-absorption refrigeration system with double-condenser coupling. US Patent No. 5 205 136, 1993.
- DeVault, R.; Marsala, J. Ammonia-water triple-effect absorption cycle. *ASHRAE Transactions*, 96(1), pp. 672-682, 1990.

- Elkassabgi, Y.; Perez-Blanco, H. Experimental study of the effects of alcohol additives in lithium bromide water pool absorber. *ASHRAE Transactions*, 97, pp. 403-405, 1991.
- Elsharkwy, A.; Gharbi, R. Comparing classical and neural regression techniques in modeling crude oil viscosity. *Advances in Engineering Software*, 32, pp. 215-224, 2001.
- Erickson, D. Aqueous absorbent for absorption cycle heat pump. US Patent No. 4 454 724, 1984.
- Erickson, D. High temperature absorbent for water vapor. US Patent No. 4 563 295, 1986.
- Erickson, D. Water vapor absorbent containing cesium hydroxide", US Patent No. 4 614 605, 1986.
- Erickson, D.; Howe, L. Development of high-temperature absorption working pair. Winter Annual Meeting of the American Society of Mechanical Engineers, AES, 8, pp. 47-53, 1989.
- Erickson, D.; Potnis, S.; Tang, J. Triple effect absorption cycles. *Energy Conversion Engineering Conference, Proceedings of the 31st Intersociety IEEE*, pp. 1072-1077, 1996.
- Esteve, X.; Chaudhari, S.; Coronas, A. Vapour-liquid equilibria for methanol + tetraethylene glycol dimethyl ether. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 40, pp. 1252-1256, 1995.
- Esteve, X. Transformación de calor con sistemas binarios etanol+polietilenglicol dimetiléteres. Tesis Doctoral. Universitat Rovira i Virgili. Tarragona, España, 1995.
- Faghri, A.; Seban, R. Heat and mass transfer to a turbulent liquid film. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 31(4), pp. 891-894, 1988.
- Faghri, A.; Seban, R. Heat and mass transfer to a turbulent falling film-II. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 32(9), pp. 1796-1798, 1989.
- Fallek, M. Parallel flow chiller-heater. *ASHRAE Transactions*, Part II B, pp. 2095-2102, 1985.
- Ferrano, F.; Wong, K. Prediction of thermal storage loads using a neural network. *ASHRAE Transactions*, 96(2), pp. 723-726, 1990.
- Garimella, S.; Christensen, R. Cycle description and performance simulation of a gas-fired hydronically coupled double-effect absorption heat pump system. *Recent Research in Heat pump Design*. ASME publications, 28, pp. 7-14, 1992.
- Garimella, S. Fundamental understanding of heat and mass transfer in the ammonia-water absorber. Final Report. Prepared for Air-conditioning and Refrigeration Technology Institute, 2007.
- Garson, G. Interpreting neural-network connection weights. *Artificial Intelligence Expert*, 1, pp. 47-51, 1991.
- Gob, S.; Oliveros, E.; Bossmann, S.; Braun, A.; Guardani, R.; Nascimento, C. Modeling the kinetics of a photochemical water treatment process by means of

- artificial neural networks. *Chemical Engineering and Processing*, 38, pp. 373-382, 1999.
- Goel, N. Theoretical and experimental analysis of absorption-condensation in a combined power and cooling cycle, University of Florida, USA, 2005.
- Gommed, K.; Grossman, G. Performance analysis of staged absorption heat pumps: Water-Lithium Bromide systems. *ASHRAE Transactions*, 96(1), pp. 1590-1598, 1990.
- Greiter, I.; Wagner, A.; Weiss, V.; Alefeld, G. Experimental investigation of heat and mass transfer in a horizontal-tube falling-film absorber with aqueous solutions. *International Absorption Heat Pump Conference*, New Orleans, Louisiana, The Advanced Energy Systems Division, ASME, pp. 225-232, 1993.
- Grigor'eva, N.; Nakoryakov, V. Exact solution of combined heat and mass transfer problem during film absorption. *Journal of Engineering Physics*, 33(5), pp. 1349-1353, 1977.
- Grossman, G. Simultaneous heat and mass transfer in absorption of gases in laminar liquid films. ORNL/TM-8366. Oak Ridge National Laboratory, Oak Ridge, Tenn, 1982.
- Grossman, G. Simultaneous heat and mass transfer in absorption of gases in laminar liquid films. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 26(3), pp. 357-371, 1983.
- Grossman, G.; DeVault, R. Simulation and performance analysis of a 4-effect lithium bromide-water absorption chiller. *ASHRAE Symposium*, Chicago, Illinois, 1995.
- Grossman, G.; Gommed, K. A computer model for simulation of absorption system in flexible and modular form. *ASHRAE Transactions*, 93, pp. 2389-2427, 1987.
- Grossman, G.; Heath, M. Simultaneous heat and mass transfer in absorption of gases in turbulent liquid films. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 27(12), pp. 2365-2376, 1984.
- Grossman, G.; Wilk, M. Advanced modular simulation of absorption systems. *International Journal of Refrigeration*, 17(4), pp. 231-244, 1994.
- Grossman, G.; Wilk, M.; DeVault, R. Simulation and performance analysis of triple-effect absorption cycles. *ASHRAE Transactions*, 1(100), pp. 452-462, 1994.
- Grossman, G.; Zaltash, A. ABSIM-modular simulation of advanced absorption. *International Journal of Refrigeration*, 24, pp. 531-543, 2001.
- Hagan, M.; Menhaj, M. Training feed forward networks with the Marquardt algorithm. *IEEE Transactions on Neural Networks*, 5, pp. 989-993, 1994.
- Hamed, M.; Khalafallah, M.; Hassanien, E. Prediction of waste water treatment plant performance using artificial neural networks. *Environmental Modelling and Software*, 19, pp. 919-928, 2004.
- Hamzaoui, Y.; Hernandez, J.; Silva-Martinez, S.; Bassam, A.; Alvarez, A.; Lizama-Bahena, C. Optimal performance of COD removal during aqueous treatment of alazine and gesaprim commercial herbicides by direct and inverse neural network. *Desalination*, 227, pp. 325-337, 2011.

- Heertjes, P.; Holve, W.; Talsma, H. Mass transfer between isobutanol and water in a spray-column. *Chemical Engineering Science*, 3, pp. 122-142, 1954.
- Herold, K.; Radermacher, R.; Howe, L.; Erickson, D. Development of an absorption heat pump water heater using an aqueous ternary hydroxide working fluid. *International Journal of Refrigeration*, 14, pp. 156-167, 1991.
- Herold, K.; Radermacher, R.; Klein, S. *Absorption chillers and heat pumps*. CRC Press, New York, 1996.
- Herraiz, J. Equilibrio líquido-vapor de fluidos orgánicos para ciclos de absorción. Tesis Doctoral, Universitat Rovira i Virgili, Tarragona, España, 2001.
- Hernández, J.; Juárez-Romero, D.; Morales, L.; Siqueiros, J. COP prediction for the integration of a water purification process in a heat transformer: with and without energy recycling. *Desalination*, 219, pp. 66-80, 2008.
- Hernández, J.; Bassam, A.; Siqueiros, J.; Juárez-Romero, D. Optimum operating conditions for a water purification process integrated to a heat transformer with energy recycling using neural network inverse. *Renewable Energy*, 34, pp. 1084-1091, 2009.
- Hihara, E.; Saito, T. Effect of surfactant on falling film absorption. *International Journal of Refrigeration*, 16(5), pp. 339-346, 1993.
- Himmelblau, D. Applications of artificial neural networks in chemical Engineering. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 17(4), pp. 373-392, 2000.
- Hoffmann, L.; Greiter, I.; Wagner, V.; Weis, V.; Alefeld, G. Experimental investigation of heat transfer in a horizontal tube falling film absorber with aqueous solutions of LiBr with and without surfactants. *International Journal of Refrigeration*, 19(5), pp. 335-341, 1996.
- Homer, J.; Generalis, S.; Robson, J. Artificial neural networks for prediction of liquid viscosity, density, heat vaporization, boiling point and Pitzer's acentric factor. Part I. Hydrocarbons. *Chemical Physics*, 1, pp. 4075-4081, 1999.
- Howe, L.; Erickson, D. 260 °C Absorption working pair ready for field test. *Newsletter IEA Heat Pump Center*, 8(4), pp. 7-9, 1990.
- Hu, X.; Jacobi, A. The intertube falling film: Part 1 flow characteristics, mode transitions, and hysteresis. *Journal of Heat Transfer*, 118, pp. 616-625, 1996.
- Hu, X.; Jacobi, A. Departure-site spacing for liquid droplets and jet falling between horizontal circular tubes. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 16, pp. 322-331, 1998.
- Huang, S.; Nelson, R. Delay time determination using an artificial neural network. *ASHRAE Transactions*, 100(1), pp. 831-940, 1994.
- Idema, P. Real process simulation of a LiBr/ZnBr₂/CH₃OH absorption heat pump. *ASHRAE Transactions*, 93, pp. 562-574, 1987.
- Iyoki, S.; Uemura, T. Studies on corrosion inhibitor in water-lithium bromide absorption refrigerating machine. *Reito*, 53 (614), pp. 1101-1105, 1978.
- Jeong, S.; Garimella, S. Falling-film and droplet mode heat and mass transfer in a horizontal tube LiBr/water absorber. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 45(7), pp. 1445-1458, 2002.

- Jeong, S.; Garimella, S. Optimal design of compact horizontal tube LiBr/water absorbers. *HVAC& research*, 11(1), pp. 27-44, 2005.
- Jeter, S.; Moran, J.; Teja, A. Properties of lithium bromide-water solutions at high temperatures and concentrations-part III: specific heat. *ASHRAE Transactions*, 98, pp. 137-149, 1992.
- Juárez-Romero, D.; Shah, N.; Pliego-Solórzano, P.; Hernández, J.; Siqueiros, J.; Huicochea, A. Heat and mass transfer in a horizontal pipe absorber for a heat transformer. *Desalination and Water Treatment*, 10, pp. 238-244, 2009.
- Kaita, Y. Simulation results of triple-effect absorption cycles. *International Journal of Refrigeration*, 25, pp. 999-1007, 2002.
- Kalogirou, S. Artificial neural networks in renewable energy systems applications: a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 5(4), pp. 373-401, 2001.
- Kalogirou, S. Artificial intelligence in energy and renewable energy systems applications: a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. Nova Science Publisher, New York, 2006.
- Kaushik, S.; Chandra, S. Computer modeling and parametric study of a double-effect generation absorption refrigeration cycle. *Energy Conversion and Management*, 25(1), pp. 9-14, 1985.
- Killion, J.; Garimella, S. A critical review of models of coupled heat and mass transfer in falling-film absorption. *International Journal of Refrigeration*, 24(8), pp. 755-797, 2001.
- Killion, J.; Garimella, S. A review of experimental investigations of absorption of water vapor in liquid films falling over horizontal tubes. *HVAC&R Res*, 9(2), pp. 111-136, 2003.
- Killion, J.; Garimella, S. Gravity-driven flow of liquid films and droplets in horizontal tube banks. *International Journal of Refrigeration*, 26, pp. 516-526, 2003.
- Killion, J.; Garimella, S. Pendant droplet motion for absorption on horizontal tube banks. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 47, pp. 4403-4414, 2004.
- Kim, J.; Berman, N.; Chau, D.; Wood, B. Absorption of water into falling films of aqueous lithium bromide. *International Journal of Refrigeration*, 18(7), pp. 486-494, 1995.
- Kim, J.; Park, C.; Kang, Y. The effect of micro-scale surface treatment on heat and mass transfer performance for a falling film H₂O/LiBr absorber. *International Journal of Refrigeration*, 26, pp. 575-585, 2003.
- Kirby, M.; Perez-Blanco, H. A design model for horizontal tube water/lithium bromide absorbers. *ASME Heat pump and Refrigeration Systems Design, Analysis and Applications*, 32, pp. 1-20, 1994.
- Koo, K.; Lee, H.; Jeong, S.; Oh, Y.; Park, D. R. y Beak, Y. S. Solubility and vapor pressure characteristics of H₂O/(LiBr+LiI+LiNO₃+LiCl) system for air-cooled absorption chillers, Joint Meeting of the International Institute of Refrigeration Sections B and E on Natural Working Fluids 98, June 2-5, Norway, pp. 531-537, 1998.

- Koo, K., Lee, H., Jeong, S., Oh, Y., Park, D. y Baek, Y. Solubilities, vapour pressures and heat capacities of the water + lithium bromide + lithium nitrate + lithium iodide + lithium chloride system. *International Journal of Thermophysics*, 20, pp. 589-600, 1999a.
- Koo, K.; Lee, H. Densities, viscosities and surface tensions of the (water + lithium bromide + lithium nitrate + lithium iodide + lithium chloride) system. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 44, pp. 1175-1177, 1999b.
- Kyung, I.; Herold, K. Experimental investigation of absorber performance with and without 2-ethyl-hexanol in H₂O-LiBr absorption cycle. *Proceedings of the 34th National Heat Transfer Conference*, Pittsburgh, PA. ASME, 2000.
- Kyung, I.; Herold, K. Performance of horizontal smooth tube absorber with and without 2-ethyl-hexanol. *Journal of Heat Transfer*, 124, pp. 177-183, 2002.
- Laboratorio de propiedades termofísicas de fluidos (CREVER). Protocolo: Calibración de termómetros industriales. Manual de usuario, 2009.
- Laliberté, M. A model for calculating the heat capacity of aqueous solutions, with updated density and viscosity data. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 54, pp. 1725-1760, 2009.
- Labus, J. Modelling of small capacity absorption chillers driven by solar thermal energy or waste heat Tesis Doctoral, Universitat Rovira i Virgili, Tarragona, España, 2011.
- Lee, R.; Di Guilio, R.; Jeter, S.; Teja, A. Properties of lithium bromide-water solutions at high temperatures and concentrations-part II: density and viscosity. *ASHRAE Transactions*, 96, pp. 709-714, 1990.
- Lenard, J.; Jeter, S.; Teja, A. Properties of lithium bromide-water solutions at high temperatures and concentrations-part IV: vapor pressure. *ASHRAE Transactions*, 98, pp. 167-172, 1992.
- Levenberg, K. Method for the solution of certain non-linear problems in least squares. *Quarterly of Applied Mathematics*, 2, pp. 164-168, 1944.
- Levy, A., Jelinek, M y Borde, I. Single stage absorption system based on refrigerants R125 and R134a with DMETEG. ASME-ZSITS International Thermal Science Seminar. 11-14 June, Slovenia, 2000.
- Libotean, S. Caracterización termofísica de la mezcla ternaria amoniaco/(nitrato de litio +agua) para aplicaciones de refrigeración por absorción. Tesis Doctoral, Universitat Rovira i Virgili. España, 2008.
- Lu, Z.; Li, D.; Li, S.; Yu-Chi, B. A semi-empirical model of the falling film absorption outside horizontal tubes. *International Ab-Sorption Heat Pump Conference*, pp. 473-483, 1996.
- Makita, K. Development and commercialisation of triple-effect absorption chiller-heaters. *IEA Heat Pump Centre Newsletter*, 24, pp. 20-23, 2006.
- Malik, I.; Siddiqui, M. Optimization of generator temperatures in the heat operated absorption cycle using four types of aqueous salt solutions, *Energy Conservation Management*, 37(4), 433-45, 1996.
- Mamiya, G. Multi-stage absorption refrigeration system. US Patent No. 3 742 728, 1973.

- Mamiya, G. Multi-stage absorption refrigeration system. US Patent No. 3 831 397, 1974.
- Manohar, H.; Saravanan, R.; Renganarayanan, S. Modelling of steam fired double effect vapour absorption chiller using neural network. *Energy Conversion and Management*, 47, pp. 2202-2210, 2006.
- Marcriss, R.; Gutraj, J.; Zawacki, T. Absorption fluid data survey: Final report on worldwide data, ORLN/sub/8447989/3, Institute of Gas Technology, 1988.
- Marquardt, D. An algorithm for least-squares estimation of nonlinear parameters. *Journal of the Society for Industrial and Applied Mathematics*, 11, pp. 431-441, 1963.
- McCulloch, W.; Pitts, W. A logical calculus of ideas imminent in nervous activity. *Bulletin of Mathematical Biophysics*, 5, pp. 115-133, 1943.
- McNeely, L. Thermodynamic properties of aqueous solutions of lithium bromide. *ASHRAE Transactions*, 85(1), pp. 413-434, 1979.
- Medrano, M. Desarrollo de un absorbedor tubular vertical enfriado por aire para un climatizador de absorción agua-bromuro litio. Universitat Rovira i Virgili, España, 2001.
- Medrano, M.; Bourouis, M.; Coronas, A. Absorption of water vapour in the falling film of water-lithium bromide inside a vertical tube at air-cooling thermal conditions. *International Journal of Thermal Sciences*, 41, pp. 891-898, 2002.
- Miller, W. The experimental analysis of aqueous lithium bromide vertical falling film absorption. Ph. D. Thesis, The University of Tennessee, Knoxville, 1998.
- Miller, W. The synergism between heat and mass transfer additive and advanced surfaces in aqueous LiBr horizontal tube absorbers. *International Sorption Heat Pump Conference Proceedings*. Munich, Germany: ORNL/CP -101285, pp. 257-267, 1999.
- Miller, W.; Keyhani, M. The correlation of coupled heat and mass transfer experimental data for vertical falling film absorption. In *Proc. ASME Advanced Energy Systems Division*, 39, pp. 177-187, 1999.
- Miyoshi, N.; Sugimoto, S.; Aizawa, M. Multi-effect absorption refrigerating machine. US patent No. 4 551 991, 1985.
- Modahl, R.; Lynch, P. Arsenic trioxide corrosion inhibitor for absorption refrigeration system. US Patent No. 3 609 086, 1971.
- Montero, I. Modelización de sistemas de refrigeración por absorción con captadores solares de concentración. Tesis doctoral, Universitat Rovira i Virgili. España, 2012.
- Mori, K.; Oka, M.; Ohhashi, T. Development of triple-effect absorption chiller-heater. *Proceedings of 8th IEA Heat Pump Conference*, Las Vegas, USA, 2005.
- Nagaoka, Y.; Nishimura, N.; Ajisaka, O.; Nakamura, M. Absorber of Absorption Refrigeration Machine (enhancement of heat and mass transfer in falling film absorbers by surface configuration), *XVIIth International Congress of Refrigeration*, pp. 990-995, 1987.

- Nakoryakov, V.; Burdukov, A.; Bufetov, N.; Grigor'eva, N. Coefficient of heat and mass transfer in falling wavy liquid films. *Heat Transfer Soviet Research*, 14(3), pp. 6-11, 1982.
- Nashawi, I.; Elgibaly, A. Prediction of liquid viscosity of pure organic compounds via artificial neural networks. *Petroleum science and technology*, 17(9&10), pp. 1107-1144, 1999.
- Nomura, T.; Nishimura, N.; Wei, S.; Yamaguchi, S.; Kawakami, R. Heat and mass transfer mechanism in the absorber of water/LiBr conventional absorption refrigerator: Experimental Examination by Visualized Model. *International Absorption Heat Pump Conference*, New Orleans, Louisiana, The Advanced Energy Systems Division, ASME, pp. 203-208, 1993.
- Okano, T.; Asawa, Y.; Fujimoto, M.; Nishiyama, N.; Sanai, Y. Development of an air-cooled absorption Refrigerating Machine Using a New Working Fluid. *Proceedings of the ASME International Absorption Heat Pump Conference*. AES-31: 311-314, 1993.
- Omole, O.; Falode, O.; Deng, D. Prediction of nigerian crude oil viscosity using artificial neural network. *Petroleum & Coal*, 51(3), pp. 181-188, 2009.
- Oouchi, T.; Usui, S.; Fukuda, T.; Nishiguchi, A. Multi-stage absorption refrigeration system. US Patent No. 4 520 634, 1985.
- ORNL, 2012. Natural gas heating and cooling. Large commercial chillers. <http://www.ornl.gov/sci/btc/apps/lgcmlch.html> (Acceso 2012-12-27).
- Pachhapur, A.; Rane, M. Review of various absorber designs used in absorption systems. Presented at IIR Conference on Emerging Trends in Refrigeration and Air-Conditioning, New Delhi, India, 1998.
- Pareek, V.; Brungs, M.; Adesina, A.; Sharma, R. Artificial neural network modeling of a multiphase photodegradation system. *Journal of Photochemistry and Photobiology A: Chemistry*, 149, pp. 139-146, 2002.
- Park, C.; Kimb, S.; Cho, H.; Kang, Y. Experimental correlation of falling film absorption heat transfer on micro-scale hatched tubes. *International Journal of Refrigeration*, 26, pp. 758-763, 2003.
- Patnaik, V.; Perez-Blanco, H. A counterflow heat-exchanger analysis for the design of falling-film absorbers. *ASME International. Absorption Heat Pump Conference*, 31, pp. 209-216, 1993.
- Patnaik, V.; Perez-Blanco, H.; Ryan W. A simple analytical model for the design of vertical tube absorbers. *ASRAE Transactions*, 99(2), pp. 69-80, 1993.
- Patterson, M.; Perez-Blanco, H. Numerical fits of properties of lithium-bromide water solutions. *ASHRAE Transactions*, 94(2), pp. 2059-2077, 1988.
- Perez-Blanco, H. Absorption heat pump performance for different types of solution. *International Journal of Refrigeration*, 7(2), pp. 115-122, 1984.
- Perez-Blanco, H. Conceptual design of a high-efficiency absorption cooling cycle. *International Journal of Refrigeration*, 16(6), pp. 429-433, 1993.
- Peters, R.; Keller, J. Solvation model for VLE in the system H₂O-LiBr from 5 to 76 wt%. *Fluid Phase Equilibria*, 94, pp. 129-147, 1994.

- Ripley, B. Pattern recognition and neural networks, Cambridge: Cambridge University Press, ISBN 0-521-46086-7, 1996.
- Romero, R.; Rivera, W.; Gracia, J.; Best, R. Theoretical comparison of performance of an absorption heat pump system for cooling and heating operating with an aqueous ternary hydroxide and water/lithium bromide. *Applied Thermal Engineering*, 21, 1137-1147, 2001.
- Rumelhart, D.; Zipner, D. Feature discovering by competitive learning. *Cognitive Science*; 9, pp. 75-112, 1985.
- Rumpf, B.; Maurer, G. Solubility of ammonia in aqueous solutions of sodium sulfate, and ammonium sulphate at temperatures from 333.15 to 433.15 K and pressures up to 3 MPa. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 32, pp. 1780-1789, 1993.
- Salavera, D. Propiedades termofísicas de nuevos fluidos de trabajo $\text{H}_2\text{O}+\text{LiBr}+\text{LiNO}_3+\text{LiCl}+\text{LiI}$, $\text{NH}_3+\text{H}_2\text{O}+\text{NaOH}$ y $\text{NH}_3+\text{H}_2\text{O}+\text{KOH}$) para sistemas de refrigeración por absorción. Tesis Doctoral, Universidad Rovira i Virgili. España, 2005.
- Saul, A.; Wagner, W. International equations for the saturation properties of ordinary water substance. *Journal of Physical and Chemical Reference Data*, 16, pp. 893-901, 1987.
- Seewald, J.; Perez-Blanco, H. A simple model for calculating the performance of Lithium Bromide/Water Coil Absorber, *ASHRAE Transactions*, 100(2), pp. 318-328, 1994.
- Şencan, A.; Yakut, K.; Kalogirou, S. Thermodynamic analysis of absorption systems using artificial neural network. *Renewable Energy*, 31(1), pp. 29-43, 2006.
- Sharma, R.; Singhal, D.; Ghosh, R.; Dwivedi, A. Potential applications of artificial neural networks to thermodynamics: vapor-liquid equilibrium predictions. *Computers and Chemical Engineering*, 23, pp. 385-390, 1999.
- Shoji, M.; Zhang, X. Study of contact angle hysteresis. *JSME International Journal, Series B*, 37(3), pp. 560-567, 1994.
- Skelland, A.; Minhas, S. Dispersed phase mass transfer during drop formation and coalescence in liquid-liquid extraction, *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 17(6), pp. 1316-1324, 1971.
- Soto, V.; Pinazo, J. Validation of a model for the absorption process of $\text{H}_2\text{O}(\text{vap})$ by a $\text{LiBr}(\text{aq})$ in a horizontal tube bundle, using a multi-factorial analysis. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 46, pp. 3299-3312, 2003.
- Soto, V.; Pinazo, J. Multi-factorial study of the absorption process of $\text{H}_2\text{O}(\text{vap})$ by a $\text{LiBr}(\text{aq})$ in a horizontal tube bundle using 2-ethyl-1-hexanol as surfactant. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 47, pp. 3355-3373, 2004.
- Sözen, A.; Akçayol, M. Modelling (using artificial neural-networks) the performance parameters of a solar-driven ejector-absorption cycle. *Applied Energy*, 79(8), pp. 309-325, 2004.
- Sözen, A.; Özalp, M.; Arcaklioglu, E. Investigation of thermodynamic properties of refrigerant/absorbent couples using artificial neural networks. *Chemical Engineering and Processing*, 43, pp. 1253-1264, 2004.

- Sözen, A.; Arcaklioglu, E.; Özalp, M. Formulation based on artificial neural network of thermodynamic properties of ozone friendly refrigerant/absorbent couples. *Applied Thermal Engineering*, 25, pp. 1808-1820, 2005.
- Sözen, A.; Özalp, M.; Arcaklioglu, E. Calculation for the thermodynamic properties of an alternative refrigerant (R508b) using artificial neural network. *Chemical Applied Thermal Engineering*, 27, pp. 551-559, 2006.
- Srikhirin, P.; Aphornratana, S.; Chungpaibulpatana, S. A review of absorption refrigeration technologies. *Renewable and sustainable Energy Reviews*, 5, pp. 343-372, 2001.
- Stegemann JA, Buenfeld NR. Prediction of leachate pH for cement paste containing pure metal compounds. *Journal of Hazardous Materials*, B90, pp.169-188, 2002.
- Stüven, U. Entwicklung und Erprobung eines neuen Stoffsystems für den Einsatz in Absorptionswärmesystemen. *Chemie Ingenieur Technik*. 6, pp. 492-493, 1989.
- Taghvi-Tafreshi, K.; Dhir, V. Taylor instability in boiling, melting and condensation or evaporation. *International Journal Heat and Mass Transfer*, 23(11), pp. 1433-1445, 1980.
- Thermax: Thermax unveils a unique solar cooling system, <http://www.thermaxindia.com/Packaged-Boilers/Thermax-Solar-Cooling-Center.aspx> (Acceso 2012-12-27).
- Torres, G. Modelización de un ciclo de refrigeración por absorción de triple efecto a partiendo del acoplamiento de un ciclo de doble efecto con LiBr/Agua y un ciclo de simple efecto a alta temperatura con Alkitratos "Alkitrato topping". Trabajo de investigación diploma de estudios avanzados (DEA), Universitat Rovira i Virgili, España, 2008.
- Vallés, M. Estudio experimental del proceso de absorción de fluidos orgánicos con intercambiadores de Placas. Tesis doctoral, Universitat Rovira i Virgili, España, 2000.
- Vargas, P.; Salavera, D.; Galleguillos, H.; Coronas, A. Solubility of aqueous mixtures of alkaline nitrates and nitrites determined by differential scanning calorimetry. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 53, pp. 403-406, 2008.
- Verma, S.; Mekhjian, M.; Sandor, G.; Nakada, N. Corrosion inhibitor in lithium bromide absorption fluid for advanced and current absorption cycle machines. *ASHRAE Transactions*, 105(1), pp. 813-815, 1999.
- Verma, S.; Andaverde, J.; Santoyo, E. Application of the error propagation theory in estimates of static formation temperatures in geothermal and petroleum boreholes. *Energy Conversion and Management*. 47(20), pp. 3659-3671, 2006.
- Vliet, G.; Lawson, M.; Lithgow, R. Water-lithium bromide double-effect absorption cooling cycle analysis. *ASHRAE Transactions*, 88, pp. 811-822, 1982.
- Vliet, G. Absorption heat and mass transfer in falling water-lithium bromide films on horizontal tubes. University of Texas at Austin Final Report to ASHRAE on Project 405-RP, 1989.
- Vliet, G.; Consenza, F. Absorption phenomena in water-litium bromide films. Japanese Absorption Heat Pump Conference, Japan, 1991.

- Wagner, W.; Pruss, A. The IAPWS formulation 1995 for the thermodynamic properties of ordinary water substance for general and scientific use. *Journal of Physical and Chemical Reference Data*, 3, pp. 387-535, 2002.
- Wang, K. An experimental study of heat and mass transfer for absorption of LiBr solution film falling over horizontal circular tubes. 1995 International Conference on Energy and Environment, ICEE, Shangai, China, Begell House Inc. New York, NY, pp. 304-309, 1996.
- Wassenaar, R. Measured and predicted effect of flow rate and tube spacing on horizontal tube absorber performance. *International Journal of Refrigeration*, 19(5), pp. 347-355, 1996.
- Wassenaar, R.; Machielsen, C. Simulation of the film flow on a horizontal tube Fed by Falling Droplets, *Proceedings of 18th International Symposium on Heat and Mass Transfer in Cryogenics and Refrigeration*, Dubrovnik, Yugoslavia, pp. 277-284, 1986.
- Wassenaar, R.; Westra, J. Dynamic model of a film absorber with coupled heat and mass transfer. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 35(1): 87-99, 1992.
- Wen, T.; Lin, S. Corrosion inhibitors the absorption system. *Journal of the Chinese Institute of Chemical Engineers*, 22, pp. 311-316, 1992.
- Whitman, W. Preliminary experimental confirmation of the two-film theory of gas absorption. *Chemical & Metallurgical Engineering*, 29, pp. 146-148, 1923.
- Winterton, R. Where did the Dittus and Boelter equation come from?. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 41(4-5), pp. 809-810, 1998.
- Yang, R.; Jou, D. Heat and mass transfer on the wavy film absorption process. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 71, pp. 533-538, 1993.
- Yang, I.; Yeo, M.; Kim, K. Application of artificial neural network to predict the optimal start time for heating system in building. *Energy Conversion and Management*, 44(17), pp. 2791-809, 2003.
- Yaron, I.; Borde, I. Working fluids for heat pumps. VDI Berichte 539. ORC-HP-Technology, VDI, Düsseldorf, 1984.
- Yoon, J.; Kim, E.; Choi, K.; Seol, W. Heat transfer enhancement with a surfctant on horizontal bundle tubes of an absorber. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 45, pp. 735-741, 2002.
- Yoon, J.; Kwon, O.; Bansal, P.; Moon, Ch.; Lee, Ho. Heat and mass transfer characteristics of a small helical absorber. *Applied Thermal Engineering*, 26, pp. 186-192, 2006.
- Yoon, J.; Phan, T.; Moon, Ch.; Lee, H.; Jeong, S. Heat and mass transfer characteristics of a horizontal tube falling film absorber with small diameter. *Heat and Mass Transfer*, 44, pp. 437-444, 2008.
- Yüksel, M.; Schlünder, E. Heat and mass transfer in non-isothermal absorption of gases in falling films, Part II: theoretical description and numerical calculation of turbulent falling film heat and mass transfer. *Chemical Engineering and Processing*, 22(4), pp. 203-213, 1987.

M.E. Álvarez

Zaltash, A.; Ally, M. Predicting viscosities of aqueous salt mixtures. Conference: Winter annual meeting of the American Society of Mechanical Engineers (ASME), Anaheim, CA, USA, 28, pp. 49-52, 1992.

Zhuo, C.; Machielsen, C. Performance of high-temperature absorption heat transformers using alkitrates as the working pair. Applied Thermal Engineering, 16(3), pp. 255-262, 1996.

Ziegler, F.; Kahn, R.; Summerer, F.; Alefeld, G. Multi-effect absorption chillers. International Journal of Refrigeration, 16(5), pp. 301-311, 1993.

Anexo A

Cálculo de Incertidumbres

A.1. Introducción

Este anexo tiene por objeto describir la metodología utilizada para el análisis de las incertidumbres. Se han descrito brevemente algunos conceptos relacionados con el cálculo y determinación de las incertidumbres y a continuación se ha realizado dicho análisis por separado para cada una de las medidas experimentales.

A.2. Cálculo y determinación de la incertidumbre en las mediciones

En general, el resultado de una medición es una aproximación o estimación del valor de una cantidad específica sujeta a ser medida, esto es, el mesurando, el cual debe estar acompañado por una declaración cuantitativa de su incertidumbre. La incertidumbre de una medición es un parámetro asociado al resultado de esta medición, que caracteriza la dispersión de los valores que pudieran ser razonablemente atribuidos al mensurando.

Las medidas se pueden clasificar en dos tipos: directas e indirectas. Una medida directa es aquella cuyo valor se obtiene directamente de los resultados experimentales, haciendo uso de algún dispositivo de medida. En cambio, una medida indirecta es aquella cuyo valor se determina con base a las mediciones directas de otras magnitudes.

La incertidumbre del resultado de una medición está compuesta por varias componentes, las cuales están basadas en distribuciones de probabilidad. Los componentes de la incertidumbre resultantes de cualquier tipo son cuantificados por varianzas y desviaciones estándar. El modelo matemático de la medición está dado por la siguiente ecuación:

$$y = f(x_1, x_2, \dots, x_n) \quad (\text{A.1})$$

que relaciona el conjunto de observaciones realizadas (x_1, x_2, \dots, x_n) , en el resultado de la medición (y) .

La incertidumbre estándar combinada del resultado de la medición, designado por $u_c(y)$, es la desviación estándar estimada que caracteriza la dispersión de los datos que pueden ser razonablemente atribuidos al mesurando. Por lo tanto, puede ser expresada como:

$$u_c(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n \left(\frac{\partial f}{\partial x_i} \right)^2 u^2(x_i)} \quad (\text{A.2})$$

Esta expresión es la denominada ley de propagación de la incertidumbre, donde $u(x_i)$ es la incertidumbre estándar de cada componente y n representa la cantidad de magnitudes de entrada. Además, definimos el coeficiente de sensibilidad como:

$$c_i(y) = \left(\frac{\partial f}{\partial x_i} \right) \quad (\text{A.3})$$

Por lo tanto, se requiere conocer la incertidumbre típica correspondiente a cada una de las variables, para obtener finalmente la incertidumbre típica combinada. El resultado se multiplica por un factor de cobertura (k), correspondiente al margen de seguridad deseado, para obtener los límites del intervalo de incertidumbre de la medida. En el presente trabajo se seleccionó un margen de seguridad del 95% ($k=2$).

A.3. Incertidumbre en la medida de presión de vapor

La determinación experimental de la presión se realiza en función de la temperatura y concentración de la muestra de estudio. Como se ha explicado en el capítulo 3, los datos de presión de vapor fueron correlacionados a través de una ecuación polinómica de la siguiente forma:

$$\ln(p) = a_0 + a_1x + a_2x^2 + \frac{(b_0 + b_1x + b_2x^2)}{T} \quad (\text{A.4})$$

Por la ecuación anterior, se ha establecido que la incertidumbre de la presión de vapor está constituida por tres contribuciones: la contribución debida a la incertidumbre en la medida de la temperatura, de la composición y de la presión de la mezcla. A continuación se describen cada una de las fuentes de incertidumbre.

- **Temperatura:**

Las fuentes de incertidumbre asociadas a la medición de la temperatura son:

1. Resolución del termómetro: la resolución del termómetro Anton Paar MKT 100 es de 1 mK, con una distribución rectangular.
2. Calibración de la sonda de temperatura: según el certificado de calibración, la incertidumbre expandida de la sonda es de 0.018 mK en todo el rango con un factor de cobertura de 2.
3. Repetitividad: viene dada por la desviación estándar de las medidas de la temperatura (distribución normal). Se ha considerado para la determinación de la incertidumbre el mayor valor de la desviación estándar obtenida en todas las medidas (0.013°C)

La incertidumbre para la medida de la temperatura se detalla en la tabla A.1.

Anexo A. Cálculo de Incertidumbre

Tabla A.1. Incertidumbre de la temperatura en las medidas de presión de vapor.

Fuente	Unidad	Estimación	Distribución	Divisor	$u(x)$	C_i	$C_i^2 u^2(x)$
1	°C	0.01	Rectangular	$2\sqrt{3}$	2.9×10^{-4}	1	8.3×10^{-8}
2	°C	0.018	Normal	2	9.0×10^{-3}	1	8.1×10^{-5}
3	°C	0.013	Normal	1	1.3×10^{-2}	1	1.7×10^{-4}
Incertidumbre típica							0.016
Incertidumbre combinada (k=2)							0.032

• **Concentración:**

Para medir las masas se ha utilizado una balanza Meter Toledo PR2003. Las fuentes de incertidumbre para las medidas de las masas son:

1. Resolución de la balanza: la resolución de la balanza utilizada es de 0.001 g, con una distribución rectangular.
2. Calibración de la balanza: según el sistema de calibración, la incertidumbre de la calibración de la balanza es de 0.005 g, se supone una distribución rectangular.
3. Repetitividad: según el fabricante, el valor para la repetitividad de la balanza es de 0.003 g. Se supone una distribución normal.
4. Pureza de los reactivos: según el fabricante la pureza de los reactivos utilizados se detallan a continuación (tabla A.2):

Tabla A.2. Pureza de los reactivos utilizados.

Reactivos	Pureza (%)
LiNO ₃	99.0
KNO ₃	99.0
NaNO ₃	99.0
NaNO ₂	99.5

Por ejemplo, para el caso de la concentración de 90% de sales en la solución, se tiene:

LiNO ₃	2.3960 g
NaNO ₃	0.8720 g
KNO ₃	1.2690 g
	<u>4.5370 g de sales</u>
H ₂ O	0.506 g
	<u>5.043 g de muestra en la celda</u>

De los 5.043 g de la muestra 0.045 g son impurezas que afectarán en los resultados de las medidas. Por lo cual, la impureza de los reactivos también se ha incluido en el análisis de incertidumbre.

M.E. Álvarez

Tabla A.3. Incertidumbre de la medición de masa de los reactivos.

Fuente	Unidad	Estimación	Distribución	Divisor	u(x)	C _i	C _i ² u ² (x)
1	g	0.001	Rectangular	2√3	2.9.10 ⁻⁴	1	8.3.10 ⁻⁸
2	g	0.005	Rectangular	√3	2.9.10 ⁻³	1	8.3.10 ⁻⁵
3	g	0.003	Normal	2	1.5.10 ⁻³	1	2.3.10 ⁻⁶
4	g	0.045	Normal	2	2.3.10 ⁻²	1	5.1.10 ⁻⁴
Incertidumbre típica							0.023
Incertidumbre combinada (k=2)							0.046

Para determinar la incertidumbre de la concentración se ha aplicado la ley de propagación de incertidumbre (tabla A.4). Para hallar los coeficientes de sensibilidad (C_i) se derivaron las siguientes ecuaciones en función de cada una de las fuentes de incertidumbre:

$$x_{\text{LiNO}_3} = \frac{m_{\text{LiNO}_3}}{(m_{\text{LiNO}_3} + m_{\text{KNO}_3} + m_{\text{NaNO}_3})} \quad (\text{A.5})$$

$$x_{\text{KNO}_3} = \frac{m_{\text{KNO}_3}}{(m_{\text{LiNO}_3} + m_{\text{KNO}_3} + m_{\text{NaNO}_3})} \quad (\text{A.6})$$

$$x_{\text{NaNO}_3} = \frac{m_{\text{NaNO}_3}}{(m_{\text{LiNO}_3} + m_{\text{KNO}_3} + m_{\text{NaNO}_3})} \quad (\text{A.7})$$

$$x_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{m_{\text{H}_2\text{O}}}{(m_{\text{LiNO}_3} + m_{\text{KNO}_3} + m_{\text{NaNO}_3}) + m_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (\text{A.8})$$

En la tabla A.4 se muestra la ley de propagación de incertidumbre para la medida de la concentración.

Tabla A.4. Ley de propagación de la incertidumbre para la concentración.

Fuente	Unidad	Estimación	Distribución	Divisor	u(x)	C _i	C _i ² u ² (x)
LiNO ₃	g	0.023	Normal	2	1.2x10 ⁻²	0.020	5.2x10 ⁻⁶
KNO ₃	g	0.023	Normal	2	1.2x10 ⁻²	0.020	5.2x10 ⁻⁶
NaNO ₃	g	0.023	Normal	2	1.2x10 ⁻²	0.020	5.2x10 ⁻⁶
H ₂ O	g	0.004	Normal	2	2.0x10 ⁻³	0.178	1.3x10 ⁻⁷
Incertidumbre típica							0.0005
Incertidumbre combinada (k=2)							0.001

• Presión:

Las fuentes de incertidumbre en la medida de presión son:

1. Resolución del indicador de tipo de cero: la resolución de este dispositivo es de 0.07 kPa, con una distribución triangular.

Anexo A. Cálculo de Incertidumbre

2. Resolución de los sensores de presión: el dispositivo está constituido por tres sensores que abarcan distintos rangos de medida. Cada uno de ellos fue calibrado previamente, en el Laboratorio de Metrología y Calibración de Presión y Temperatura (TERMOCAL) de la Universidad de Valladolid, para los distintos rangos de presión. En este trabajo se ha utilizado sólo dos de estos sensores:

- Sensor A: 100 a 1030 kPa.
- Sensor B: 1 a 131 kPa.

3. Calibración: según el sistema de calibración, la incertidumbre es de 0.001 kPa, se supone una distribución rectangular.

4. Repetitividad: viene dada por la desviación estándar de las medidas de la presión (distribución normal).

5. Temperatura: de acuerdo a la ecuación (A.4) la incertidumbre en la medida de la temperatura afecta la incertidumbre de la presión, esta relación se determina por la ley de propagación, en donde el coeficiente de sensibilidad se determina por la siguiente ecuación:

$$C_i = \frac{\partial p}{\partial T} = \exp(a_0 + a_1 x + a_2 x^2) * \frac{(-b_0 - b_1 x - b_2 x^2)}{T} \quad (A.9)$$

Los parámetros a_i y b_i de la ecuación (A.9) se han mostrado en la tabla 3.3 y tabla 3.18 (capítulo 3).

6. Concentración: de acuerdo a la ecuación (A.4) la incertidumbre en la medida de la presión también depende de la incertidumbre en la concentración, esta relación se determina por la ley de propagación de la incertidumbre. El coeficiente de sensibilidad se determina por la siguiente ecuación:

$$C_i = \frac{\partial p}{\partial x} = \exp(a_0 + a_1 x + a_2 x^2) * \left(a_1 + 2.a_2 x + \frac{b_1 + 2.b_2 x}{T} \right) \quad (A.10)$$

Por lo tanto, cada medida de presión de vapor a diferentes temperaturas y concentraciones tendrá distintos valor de incertidumbre. A continuación se muestra los valores de incertidumbre obtenidos para las medidas de presión de vapor a $x=0.90$ y $T=160^\circ\text{C}$.

Tabla A.5. Ley de propagación de la incertidumbre para la presión de vapor.

Fuente	Unidad	Estimación	Distribución	Divisor	$u(x)$	C_i	$C_i^2 u^2(x)$
1	kPa	0.07	Triangular	$\sqrt{6}$	0.0286	1	8.2×10^{-4}
2	kPa	0.001	Normal	2	0.005	1	2.5×10^{-7}
3	kPa	0.0123	Rectangular	$2\sqrt{3}$	0.0036	1	1.3×10^{-5}
4	kPa	0.003	Normal	1	0.0025	1	6.4×10^{-6}
T	$^\circ\text{C}$	0.016	Normal	1	0.016	1.628	6.8×10^{-4}
w	-	0.005	Normal	1	0.0005	-525.43	6.9×10^{-4}
Incertidumbre típica							0.05
Incertidumbre combinada ($k=2$)							0.10

A.4. Incertidumbre en los parámetros de funcionamiento del absorbedor

Los parámetros más importantes para evaluar el funcionamiento del absorbedor de película descendente son: la carga térmica del absorbedor (Q_{abs}), el flujo de vapor absorbido (m_{abs}), los coeficientes de transferencia de calor y de masa (h_s y k_m respectivamente) y el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor ($\Delta T_{\text{sub,out}}$). Estos parámetros se han calculado a partir de las medidas experimentales y el procedimiento de cálculo se ha mostrado en el capítulo 6. Los valores de estos parámetros están directamente afectados por las incertidumbres en las medidas de las temperaturas, presión y caudales, y algunas medidas indirectas como la concentración. La concentración es una medida indirecta que se obtiene a partir de la temperatura y la densidad de la solución. En esta sección se ha analizado la incertidumbre de cada uno de estos parámetros.

A.4.1. Incertidumbre de la carga térmica del absorbedor

La carga del absorbedor se ha determinado por la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{abs}} = m_c \rho_c C_{p_c} (T_{c,\text{out}} - T_{c,\text{in}}) \quad (\text{A.11})$$

Por lo tanto, la carga térmica del absorbedor es función de las temperaturas, el caudal, la densidad y el calor específico del agua de enfriamiento. Las temperaturas $T_{c,\text{out}}$ y $T_{c,\text{in}}$ y el caudal m_c son medidas directas. Además, las propiedades termodinámicas como el C_{p_c} y la ρ_c dependen de la temperatura. En este estudio, las propiedades termodinámicas del agua se han calculado a un valor promedio entre las temperaturas de entrada y salida, y se ha despreciado la contribución de la incertidumbre de la temperatura en la incertidumbre del C_{p_c} y ρ_c . En la tabla A.6 se muestra la contribución de las diferentes fuentes de incertidumbre en la incertidumbre de la carga térmica del absorbedor.

Los coeficientes de sensibilidad, C_i , de la tabla A.6 se han calculado a partir de las siguientes expresiones:

$$\frac{\delta Q_{\text{abs}}}{\delta T_{c,\text{in}}} = m_c \rho_c C_{p_c} \quad (\text{A.12})$$

$$\frac{\delta Q_{\text{abs}}}{\delta T_{c,\text{out}}} = m_c \rho_c C_{p_c} \quad (\text{A.13})$$

$$\frac{\delta Q_{\text{abs}}}{\delta m_c} = \rho_c C_{p_c} (T_{c,\text{out}} - T_{c,\text{in}}) \quad (\text{A.14})$$

$$\frac{\delta Q_{\text{abs}}}{\delta \rho_c} = m_c C_{p_c} (T_{c,\text{out}} - T_{c,\text{in}}) \quad (\text{A.15})$$

$$\frac{\delta Q_{\text{abs}}}{\delta C_{p_c}} = m_c \rho_c (T_{c,\text{out}} - T_{c,\text{in}}) \quad (\text{A.16})$$

A las condiciones de las pruebas experimentales, la incertidumbre de la carga térmica del absorbedor varía en el intervalo de 30.4 a 63.5 W que representa un 1.9 a 7.1%.

Anexo A. Cálculo de Incertidumbre

Tabla A.6. Incertidumbre de la carga térmica del absorbedor, Q_{abs} .

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Repetitividad $u_1(x_i)$	Divisor p_1	Precisión $u_2(x_i)$	Divisor p_2	Resolución $u_3(x_i)$	Divisor p_3	Referencia $u_4(x_i)$	Divisor p_4	Coefficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre
$T_{c,in}$	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$			$\frac{\delta Q_{abs}}{\delta T_{c,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$T_{c,out}$	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$			$\frac{\delta Q_{abs}}{\delta T_{c,out}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
m_c	Valor	$m^3.s^{-1}$	Desv. Est.	1	$0.8\%.m_c$	$\sqrt{3}$					$\frac{\delta Q_{abs}}{\delta m_c}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
ρ_c	Valor	$kg.m^{-3}$	Desv. Est.						0.001 %. ρ_c	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta Q_{abs}}{\delta \rho_c}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Cp_c	Valor	$kJ.kg^{-1}.s^{-1}$	Desv. Est.						0.1% Cp_c	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta Q_{abs}}{\delta Cp_c}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica											$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$	
Incertidumbre expandida (k=2)											$U(y) = k.u(y)$	

Desv. Est = desviación estándar

A.4.2. Incertidumbre del flujo de vapor absorbido

Para determinar el flujo de vapor absorbido se ha utilizado la siguiente expresión:

$$m_{abs} = \frac{m_{s,in} (m^3.s^{-1}).\rho_{s,in} (kg.m^{-3}) \left(\frac{x_{s,in}}{x_{s,out}} - 1 \right)}{A_m (m^2)} \quad (A.17)$$

Como se ha mencionado anteriormente, las medidas de concentraciones se han determinado a partir de la densidad y la temperatura medidas a través de los Coriolis. Por lo cual, en primer lugar se aplicará la ley de propagación de incertidumbre para determinar la contribución de las incertidumbres de la temperatura y de la densidad en la incertidumbre de la concentración de la solución. Las expresiones desarrolladas para la densidad en función de temperatura y concentración, descritas en el capítulo 3 son largas y complicadas. Por lo cual, se ha utilizado el software EES (Engineering Equation Solver) para calcular los coeficientes de sensibilidad C_i ($\delta x_{s,in}/\delta T_{s,in}$ y $\delta x_{s,in}/\delta \rho_{s,in}$) de la tabla A.7. El procedimiento para el cálculo de la incertidumbre en la concentración de salida $x_{s,out}$ es el mismo.

M.E. Álvarez

Tabla A.7. Incertidumbre de la concentración de entrada de solución, $x_{s,in}$.

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Repetitividad $u_1(x_i)$	Divisor p_1	Precisión $u_2(x_i)$	Divisor p_2	Resolución $u_3(x_i)$	Divisor p_3	Coefficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre $u(y)$
$T_{s,in}$	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$	$\frac{\delta x_{s,in}}{\delta T_{s,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$\rho_{s,in}$	Valor	kg.m ⁻³	Desv. Est.	1	2.0	$\sqrt{3}$	0.00001	$2\sqrt{3}$	$\frac{\delta x_{s,in}}{\delta \rho_{s,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica									$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$	
Incertidumbre expandida (k=2)									$U(y) = k \cdot u(y)$	

Desv.Est = desviación estándar

Una vez determinada la incertidumbre en la medida de concentración, se ha calculado la incertidumbre del flujo de vapor absorbido (tabla A.8). Donde los coeficientes de sensibilidad se calculan a partir de las siguientes ecuaciones:

$$\frac{\delta m_{abs}}{\delta m_{s,in}} = \frac{\rho_{s,in}}{A_m} \left(\frac{x_{s,in}}{x_{s,out}} - 1 \right) \quad (A.18)$$

$$\frac{\delta m_{abs}}{\delta \rho_{s,in}} = \frac{m_{s,in}}{A_m} \left(\frac{x_{s,in}}{x_{s,out}} - 1 \right) \quad (A.19)$$

$$\frac{\delta m_{abs}}{\delta x_{s,in}} = \frac{m_{s,in} \rho_{s,in}}{A_m} \left(\frac{-1}{x_{s,out}} \right) \quad (A.20)$$

$$\frac{\delta m_{abs}}{\delta x_{s,out}} = \frac{m_{s,in} \rho_{s,in}}{A_m} \left(\frac{x_{s,in}}{x_{s,out}^2} \right) \quad (A.21)$$

Tabla A.8. Incertidumbre del flujo de vapor absorbido, m_{abs} .

Fuente (x _i)	Estimación	Unidad	Repetitividad u ₁ (x _i)	Divisor p ₁	Precisión u ₂ (x _i)	Divisor p ₂	Resolución u ₃ (x _i)	Divisor p ₃	u ₄ (x _i)	Divisor p ₄	Coefficiente de sensibilidad, C _i	Contribución a la incertidumbre u(y)
m _{s,in}	Valor	m ³ .s ⁻¹	Desv. Est.	1	0.2%. m _{s,in}	√3	0.001	2√3			$\frac{\delta m_{abs}}{\delta m_{s,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
ρ _{s,in}	Valor	kg.m ⁻³	Desv Est	1	2.0	√3	0.00001	2√3			$\frac{\delta m_{abs}}{\delta \rho_{s,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
x _{s,in}	Valor	(fracción en peso)	Desv. Est	1					Tabla A.7	2	$\frac{\delta m_{abs}}{\delta x_{s,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
x _{s,out}	Valor	(fracción en peso)	Desv. Est.	1					Tabla A.7	2	$\frac{\delta m_{abs}}{\delta x_{s,out}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica											$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$	
Incertidumbre expandida (k=2)											U(y) = k.u(y)	

Desv. Est = desviación estándar

A partir de la tabla A.8, la incertidumbre en el flujo de vapor absorbido varía en el intervalo de 0.19 a 0.54 g.m⁻².s⁻¹ que representa una variación en la incertidumbre entre 5.1 y 8.8% del valor del flujo de vapor absorbido.

A.4.3. Incertidumbre en los coeficientes de transferencia de calor

El cálculo del coeficiente de transferencia de calor de la película de solución se ha descrito en la sección 6.2.2.1. El coeficiente de transferencia de calor de la solución se calcula mediante la siguiente expresión:

$$h_s = \left(\frac{1}{U} - \frac{d_o \ln(d_o / d_i)}{2k_{Cu}} - \frac{d_o}{d_i h_c} \right)^{-1} \quad (A.22)$$

La incertidumbre en el coeficiente de transferencia de calor de la película (h_s) depende de las incertidumbres del coeficiente global de transferencia de calor (U), el coeficiente de transferencia de calor del lado agua de enfriamiento (h_c) y la conductividad térmica del cobre (k_{Cu}). En primer lugar, el coeficiente global de transferencia de calor puede ser expresado como:

$$U = \frac{Q_{abs}}{A_o \Delta T_{lm}} \quad (A.23)$$

La determinación de la incertidumbre de la carga térmica del absorbedor (Q_{abs}) se ha descrito en la tabla A.6. La otra fuente de incertidumbre considerada en el coeficiente global de transferencia de calor es la del ΔT_{lm} . La expresión para el cálculo del ΔT_{lm} es:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{s,in} - T_{c,out}) - (T_{s,out} - T_{c,in})}{\ln \left(\frac{T_{s,in} - T_{c,out}}{T_{s,out} - T_{c,in}} \right)} \quad (A.24)$$

Para el cálculo de la incertidumbre del ΔT_{lm} se han considerado las incertidumbres asociadas a las medidas de $T_{c,in}$, $T_{c,out}$, $T_{s,in}$ y $T_{s,out}$ (tabla A.9). Donde los coeficientes de sensibilidad se han calculado a partir de las siguientes ecuaciones:

$$\frac{\delta \Delta T_{lm}}{\delta T_{s,in}} = \frac{\ln \left(\frac{T_{s,in} - T_{c,out}}{T_{s,out} - T_{c,in}} \right) - \frac{(T_{s,in} - T_{c,out}) - (T_{s,out} - T_{c,in})}{T_{s,in} - T_{c,out}}}{\left(\ln \left(\frac{T_{s,in} - T_{c,out}}{T_{s,out} - T_{c,in}} \right) \right)^2} \quad (A.25)$$

$$\frac{\delta \Delta T_{lm}}{\delta T_{s,out}} = \frac{-\ln \left(\frac{T_{s,in} - T_{c,out}}{T_{s,out} - T_{c,in}} \right) + \frac{(T_{s,in} - T_{c,out}) - (T_{s,out} - T_{c,in})}{T_{s,out} - T_{c,in}}}{\left(\ln \left(\frac{T_{s,in} - T_{c,out}}{T_{s,out} - T_{c,in}} \right) \right)^2} \quad (A.26)$$

$$\frac{\delta \Delta T_{lm}}{\delta T_{c,in}} = \frac{\ln \left(\frac{T_{s,in} - T_{c,out}}{T_{s,out} - T_{c,in}} \right) - \frac{(T_{s,in} - T_{c,out}) - (T_{s,out} - T_{c,in})}{T_{s,out} - T_{c,in}}}{\left(\ln \left(\frac{T_{s,in} - T_{c,out}}{T_{s,out} - T_{c,in}} \right) \right)^2} \quad (A.27)$$

$$\frac{\delta \Delta T_{lm}}{\delta T_{c,out}} = \frac{-\ln\left(\frac{T_{s,in} - T_{c,out}}{T_{s,out} - T_{c,in}}\right) + \frac{(T_{s,in} - T_{c,out}) - (T_{s,out} - T_{c,in})}{T_{s,in} - T_{c,out}}}{\left(\ln\left(\frac{T_{s,in} - T_{c,out}}{T_{s,out} - T_{c,in}}\right)\right)^2} \quad (A.28)$$

Tabla A.9. Incertidumbre de la diferencia de temperatura logarítmica, ΔT_{lm} .

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Repetitividad $u_1(x_i)$	Divisor p_1	Precisión $u_2(x_i)$	Divisor p_2	Resolución $u_3(x_i)$	Divisor p_3	Coefficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre $u(y)$
$T_{c,in}$	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$	$\frac{\delta \Delta T_{lm}}{\delta T_{c,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$T_{c,out}$	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$	$\frac{\delta \Delta T_{lm}}{\delta T_{c,out}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$T_{s,in}$	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$	$\frac{\delta \Delta T_{lm}}{\delta T_{s,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$T_{s,out}$	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$	$\frac{\delta \Delta T_{lm}}{\delta T_{s,out}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica									$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$	
Incertidumbre expandida (k=2)									$U(y) = k \cdot u(y)$	

Desv. Est = desviación estándar

Una vez obtenidos los valores de incertidumbres de las variables Q_{abs} y ΔT_{lm} , se ha aplicado la ley de propagación de incertidumbre para obtener la incertidumbre en el coeficiente global de transferencia de calor, U .

Tabla A.10. Incertidumbre del coeficiente global de transferencia de calor, U .

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Divisor	Coefficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre, $u(y)$
ΔT_{lm}	Tabla A.9	°C	1	$\frac{\delta U}{\delta \Delta T_{lm}} = \frac{-Q_{abs}}{A_o \Delta T_{lm}^2}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Q_{abs}	Tabla A.7	W	1	$\frac{\delta U}{\delta Q_{abs}} = \frac{1}{A_o \Delta T_{lm}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica					$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$
Incertidumbre expandida (k=2)					$U(y) = k \cdot u(y)$

Donde las expresiones para los coeficientes de sensibilidad, se han mostrado directamente en la tabla A.10. Los valores de incertidumbre obtenidos a partir de la ley de propagación de incertidumbre para el coeficiente global de transferencia de calor se encuentran en el rango de 1.3 a 6.1%.

Anexo A. Cálculo de Incertidumbre

Por otra parte, el coeficiente de transferencia de calor del lado del agua de enfriamiento se calcula a partir de las ecuaciones A.29 y A.30:

$$h_c = \frac{Nu_c k_c}{d_i} \quad (A.29)$$

$$Nu_c = 0.023 Re_c^{0.8} Pr_c^{0.4} \quad (A.30)$$

Para el cálculo de las incertidumbres de h_c y Nu_c , se han calculado las incertidumbres de los números adimensionales Re_c y Pr_c , de acuerdo a las tablas A.11 y A.12, respectivamente. Donde los coeficientes de sensibilidad, C_i , se muestran directamente en las tablas.

Tabla A.11. Incertidumbre del número de Reynolds del agua de enfriamiento, Re_c .

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Repetitividad $u_1(x_i)$	Divisor p_1	Precisión $u_2(x_i)$	Divisor p_2	Resolución $u_3(x_i)$	Divisor p_3	Referencia, $u_4(x_i)$	Divisor p_4	Coeficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre $u(y)$
m_c	Valor	$m^3.s^{-1}$	Desv. Est.	1	0.8% m_c	$\sqrt{3}$	3.10^{-9}	$2\sqrt{3}$			$\frac{\delta Re_c}{\delta m_c} = \frac{\rho_c d_i}{\mu_c A}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
μ_c	Valor	$kg.m^{-1}s^{-1}$							0.1% μ_c	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta Re_c}{\delta \mu_c} = \frac{\rho_c m_c d_i}{\mu_c^2}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
ρ_c	Valor	$kg.m^{-3}$							0.001% ρ_c	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta Re_c}{\delta \rho_c} = \frac{m_c d_i}{\mu_c A}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica												$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$
Incertidumbre expandida (k=2)												$U(y) = k.u(y)$

Desv.Est = desviación estándar

Tabla A.12. Incertidumbre del número de Prandtl, Pr_c .

Fuente (x_i)	Unidad	Referencia	Divisor	Coeficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre, $u(y)$
μ_c	$kg.m^{-1}s^{-1}$	0.1% μ_c	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta Pr_c}{\delta \mu_c} = \frac{Cp_c}{k_c}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
k_c	$W.m^{-1}C^{-1}$	0.01% k_c	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta Pr_c}{\delta k_c} = \frac{\mu_c Cp_c}{k_c^2}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Cp_c	$kJ.kg^{-1}.s^{-1}$	0.1% Cp_c	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta Pr_c}{\delta Cp_c} = \frac{\mu_c}{k_c}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica					$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$
Incertidumbre expandida (k=2)					$U(y) = k.u(y)$

En las tablas A.13 y A.14 se muestra la ley propagación de incertidumbre para el número de Nusselt, Nu_c , y el coeficiente de transferencia de calor del lado del agua de enfriamiento, h_c . Una vez definidas las incertidumbres de las medidas de U y h_c , se han

M.E. Álvarez

calculado la incertidumbre asociada al valor del coeficiente de transferencia de calor de la película descendente de solución (tabla A.15).

Tabla A.13. Incertidumbre del número adimensional de Nusselt del agua de enfriamiento, Nu_c .

Fuente (x_i)	Unidad	Estimación	Divisor	Coeficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre, $u(y)$
Pr	Adimensional	Tabla A.12	1	$\frac{\delta Nu_c}{\delta Pr} = 0.0092 \cdot Re_c^{0.8} Pr_c^{-0.6}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Re_c	Adimensional	Tabla A.11	1	$\frac{\delta Nu_c}{\delta Re_c} = 0.0184 \cdot Re_c^{-0.2} Pr_c^{0.4}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Correlación	Adimensional	10% Nu_c	$\sqrt{3}$	1	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica					$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$
Incertidumbre expandida (k=2)					$U(y) = k \cdot u(y)$

Tabla A.14. Incertidumbre del coeficiente de transferencia de calor del agua de enfriamiento, h_c .

Fuente (x_i)	Unidad	Estimación	Divisor	Coeficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre, $u(y)$
Nu_c	Adimensional	Tabla A.13	1	$\frac{\delta h_c}{\delta Nu_c} = \frac{k_c}{d_i}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
k_c	$W \cdot m^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$	0.01% k_c (referencia)	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta h_c}{\delta k_c} = \frac{Nu_c}{d_i}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica					$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$
Incertidumbre expandida (k=2)					$U(y) = k \cdot u(y)$

Tabla A.15. Incertidumbre del coeficiente de transferencia de calor de la película descendente de solución, h_s .

Fuente (x_i)	Unidad	Estimación	Divisor	Coeficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre, $u(y)$
U	$W \cdot m^{-2} \cdot ^\circ C^{-1}$	Tabla A.13	1	$\frac{\delta h_s}{\delta U}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
h_c	$W \cdot m^{-2} \cdot ^\circ C^{-1}$	Tabla A.14	1	$\frac{\delta h_s}{\delta h_c}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
k_{Cu}	$W \cdot m^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$	0.1% k_{Cu} (referencia)	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta h_s}{\delta k_{Cu}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica					$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$
Incertidumbre expandida (k=2)					$U(y) = k \cdot u(y)$

Donde los valores de los coeficientes de sensibilidad en la tabla A.15 se han calculado a partir de las siguientes expresiones:

Anexo A. Cálculo de Incertidumbre

$$\frac{\delta h_s}{\delta U} = \left(\frac{-1}{U^2} \right) \left(\frac{1}{U} - \frac{d_o \ln(d_o / d_i)}{2k_{Cu}} - \frac{d_o}{d_i h_c} \right)^{-2} \quad (A.31)$$

$$\frac{\delta h_s}{\delta k_{Cu}} = \left(\frac{-d_o \ln(d_o / d_i)}{2k_{Cu}^2} \right) \left(\frac{1}{U} - \frac{d_o \ln(d_o / d_i)}{2k_{Cu}} - \frac{d_o}{d_i h_c} \right)^{-2} \quad (A.32)$$

$$\frac{\delta h_s}{\delta h_c} = \left(\frac{-d_o}{d_i h_i^2} \right) \left(\frac{1}{U} - \frac{d_o \ln(d_o / d_i)}{2k_{Cu}} - \frac{d_o}{d_i h_c} \right)^{-2} \quad (A.33)$$

Los valores de la incertidumbre obtenidos a partir de la ley de propagación de incertidumbres para el coeficiente de transferencia de calor de la película descendente de solución a las condiciones de las pruebas experimentales se encuentran en el rango desde 4.7 a 13.8% que representan valores de 30.14 a 210.15 W.m⁻²°C⁻¹.

A.4.4. Incertidumbre en el coeficiente de transferencia de masa

El coeficiente de transferencia de masa se ha definido mediante la siguiente expresión:

$$k_m = \frac{m_{abs}}{A_m \Delta X_{lm}} \quad (A.34)$$

donde ΔX_{lm} es:

$$\Delta X_{lm} = \frac{\rho_{eq,in} - x_{eq,in} \rho_{eq,in} - \rho_{s,in} + x_{s,in} \rho_{s,in} - \rho_{eq,out} + x_{eq,out} \rho_{eq,out} + \rho_{s,out} - x_{s,out} \rho_{s,out}}{\ln \left(\frac{(\rho_{eq,in} - x_{eq,in} \rho_{eq,in} - \rho_{s,in} + x_{s,in} \rho_{s,in})}{(\rho_{eq,out} - x_{eq,out} \rho_{eq,out} - \rho_{s,out} + x_{s,out} \rho_{s,out})} \right)} \quad (A.35)$$

La incertidumbre en el m_{abs} fue determinada anteriormente. Por ello, para calcular la incertidumbre en el coeficiente de transferencia de masa, en primer lugar se calcula la incertidumbre asociada al valor de ΔX_{lm} , para ello se requiere conocer los valores de incertidumbre en los valores de $x_{eq,in}$, $x_{eq,out}$, $x_{s,in}$, $x_{s,out}$, $\rho_{eq,in}$, $\rho_{eq,out}$, $\rho_{s,in}$, $\rho_{s,out}$. Todas estas variables son medidas indirectas con excepción de $\rho_{s,in}$ y $\rho_{s,out}$, las cuales son medidas directas realizadas por los Coriolis. En la tabla A.16 se muestra el cálculo de la incertidumbre para la concentración en el equilibrio $x_{eq,in}$. De manera similar se calcula la incertidumbre para el $x_{eq,out}$.

Tabla A.16. Incertidumbre de $x_{eq,in}$.

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Repetitividad $u_1(x_i)$	Divisor p_1	Precisión $u_2(x_i)$	Divisor p_2	Resolución $u_3(x_i)$	Divisor p_3	Correlación, $u_4(x_i)$	Divisor p_4	Coefficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre, $u(y)$
P_{abs}	Valor	kPa	Desv. Est.	1	0.04%. FE*	$\sqrt{3}$	0.01%. FE*	$2\sqrt{3}$	0.1	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta x_{eq,in}}{\delta P_{abs}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$T_{s,in}$	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$			$\frac{\delta x_{eq,in}}{\delta T_{s,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica											$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$	
Incertidumbre expandida (k=2)											$U(y) = k \cdot u(y)$	

*FE: fondo de escala
 Desv. Est = desviación estándar

Los valores de los coeficientes de sensibilidad de la tabla A.16 y para el cálculo de la incertidumbre de $x_{eq,out}$ se calculan a partir de las siguientes ecuaciones:

$$x_{eq} = \frac{-27.04.T_s - 429.9 - (1479.51.T_s^2 - 85.67.T_s^2 \ln(P_{abs}) + 65612.46.T_s - 28697.04.T_s \ln(P_{abs}) - 56982.34 - 1.45.10^6 \ln(P_{abs}))^{0.5}}{(-42.83.T_s - 2648.30)} \quad (A.36)$$

$$\frac{\delta x_{eq,in}}{\delta P_{abs}} = - \frac{(1479.51.T_{s,in}^2 - 85.67.T_{s,in}^2 \ln(P_{abs}) + 65612.46.T_{s,in} - 28697.04 \ln(P_{abs}).T_{s,in} - 56982.34)(-85.67.T_{s,in}^2 - 28697.04.T_{s,in} - 1446767.8)(-42.83.T_{s,in} - 2648.30)}{2.P_{abs}(-42.83.T_{s,in} - 2648.30)^2} \quad (A.37)$$

$$\begin{aligned} \frac{\delta X_{eq,in}}{\delta T_{s,in}} = & \frac{-27.04 - 0.5(1479.51.T_{s,in}^2 + 65612.42.T_{s,in} - 56982.34 - \ln(P_{abs}).(85.67.T_{s,in}^2 + 28697.04.T_{s,in} + 1446767.8))^{-0.5}(2959.01T_{s,in} + 65612.46 - \ln(P_{abs}).(171.34T_{s,in} - 28697.04))}{(-42.83T_{s,in} - 2648.3)^2} + \dots \\ & \dots + \frac{(-42.83.T_{s,in} - 2648.30) + 42.83 \left(-27.04.T_{s,in} - 429.91 - (1479.51T_{s,in}^2 + 65612.46.T_{s,in} - 56982.34 - \ln(P_{abs}).(85.67T_{s,in}^2 + 28697.04.T_{s,in} + 1446767.8))^{0.5} \right)}{(-42.83.T_{s,in} - 2648.30)^2} \end{aligned} \quad (A.38)$$

$$\frac{\delta x_{eq,out}}{\delta P_{abs}} = - \frac{(1479.51.T_{s,in}^2 - 85.67.T_{s,in}^2 \ln(P_{abs}) + 65612.46.T_{s,in} - 28697.04 \ln(P_{abs}).T_{s,in} - 56982.34 - 1446767.8 \ln(P_{abs}))^{-0.5}}{2.P_{abs}(-42.83.T_{s,in} - 2648.30)^2} \quad (A.39)$$

$$\begin{aligned} \frac{\delta X_{eq,out}}{\delta T_{s,out}} = & \frac{\left[-27.04 - 0.5(1479.51.T_{s,in}^2 + 65612.42.T_{s,in} - 56982.34 - \ln(P_{abs}).(85.67T_{s,in}^2 + 28697.04.T_{s,in} + 1446767.8))^{-0.5}(2959.01T_{s,in} + 65612.46 - \ln(P_{abs}).(171.34T_{s,in} - 28697.0)) \right](-42.84T_{s,in} - 2648.3)}{(-42.83T_{s,in} - 2648.3)^2} + \dots \\ & \dots + \frac{42.83 \left(-27.04.T_{s,in} - 429.91 - (1479.51T_{s,in}^2 + 65612.46.T_{s,in} - 56982.34 - \ln(P_{abs}).(85.67T_{s,in}^2 + 28697.04.T_{s,in} + 1446767.8))^{0.5} \right)}{(-42.83.T_{s,in} - 2648.30)^2} \end{aligned} \quad (A.40)$$

Por otra parte, el cálculo $\rho_{eq,in}$ depende de la concentración en el equilibrio y de la temperatura de la solución a la entrada del absorbedor, así como también el cálculo de $\rho_{eq,out}$ depende de la concentración en el equilibrio y de la temperatura de la solución a la salida del absorbedor. En la tabla A.17 se presenta la ley de propagación de incertidumbre para $\rho_{eq,in}$. Para el cálculo de la incertidumbre de $\rho_{eq,out}$ se sigue un procedimiento similar que para el cálculo de $\rho_{eq,in}$.

Tabla A.17. Incertidumbre de $\rho_{eq,in}$.

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Repetitividad $u_1(x_i)$	Divisor p_1	Precisión $u_2(x_i)$	Divisor p_2	Resolución $u_3(x_i)$	Divisor p_3	$u_4(x_i)$	Divisor p_4	Coefficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre $u(y)$
$X_{eq,in}$	(fracción en peso)								Tabla A.16	1	$\frac{\delta \rho_{eq,in}}{\delta x_{eq,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$T_{s,in}$	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$			$\frac{\delta \rho_{eq,in}}{\delta T_{s,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica											$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$	
Incertidumbre expandida (k=2)											$U(y) = k \cdot u(y)$	

Desv. Est = desviación estándar

Para determinar los coeficientes de sensibilidad C_i ($\delta \rho_{eq,in} / \delta x_{eq,in}$ y $\delta \rho_{eq,in} / \delta T_{s,in}$) de la tabla A.17 se ha utilizado el software EES (Engineering Equation Solver).

Tabla A.18. Incertidumbre de ΔX_{lm} .

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Repetitividad $u_1(x_i)$	Divisor p_1	Precisión $u_2(x_i)$	Divisor p_2	Resolución $u_3(x_i)$	Divisor p_3	$u_4(x_i)$	Divisor p_4	Coefficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre $u(y)$
$X_{eq,in}$	(fracción en peso)								Tabla A.16	1	$\frac{\delta \Delta X_{lm}}{\delta x_{eq,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$X_{eq,out}$	(fracción en peso)								Tabla A.16	1	$\frac{\delta \Delta X_{lm}}{\delta x_{eq,out}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$X_{s,in}$	(fracción en peso)								Tabla A.7	1	$\frac{\delta \Delta X_{lm}}{\delta x_{s,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$X_{s,out}$	(fracción en peso)								Tabla A.7	1	$\frac{\delta \Delta X_{lm}}{\delta x_{s,out}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$\rho_{eq,in}$	Valor	kg.m ⁻³							Tabla A.17	1	$\frac{\delta \Delta X_{lm}}{\delta \rho_{eq,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$\rho_{eq,out}$	Valor	kg.m ⁻³							Tabla A.17	1	$\frac{\delta \Delta X_{lm}}{\delta \rho_{eq,out}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$\rho_{s,in}$	Valor	kg.m ⁻³	Desv. Est.	1	2	$\sqrt{3}$	1	$2\sqrt{3}$	0.11	1	$\frac{\delta \Delta X_{lm}}{\delta \rho_{s,in}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$\rho_{a,out}$	Valor	kg.m ⁻³	Desv. Est.	1	2	$\sqrt{3}$	1	$2\sqrt{3}$	0.11	1	$\frac{\delta \Delta X_{lm}}{\delta \rho_{s,out}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica											$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$	
Incertidumbre expandida (k=2)											$U(y) = k \cdot u(y)$	

Desv. Est = desviación estándar

A partir de la ecuación (A.35) se han calculado los coeficientes de sensibilidad de la tabla A.18, resultando las siguientes expresiones:

$$\frac{\partial \Delta X_{lm}}{\partial X_{eq,in}} = \frac{(-\rho_{eq,in}) \cdot \ln \left[\frac{(1-x_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{s,in})\rho_{s,in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{s,out})\rho_{s,out}} \right]}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{s,in})\rho_{s,in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{s,out})\rho_{s,out}} \right)^2} - \frac{\left[(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right] \left[(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} - \left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right) \right]}{\left((1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} \right) \left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right)} \quad (A.41)$$

$$\frac{\partial \Delta X_{lm}}{\partial X_{eq,out}} = \frac{(\rho_{eq,out}) \cdot \ln \left[\frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right]}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} - \frac{\left[(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} - \left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right) \right] \frac{\rho_{eq,out}}{\left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right)}}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} \quad (A.42)$$

$$\frac{\partial \Delta X_{lm}}{\partial X_{s,in}} = \frac{\rho_{in} \cdot \ln \left[\frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right]}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} - \frac{\left[(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} - \left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right) \right] \frac{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}}{\left((1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} \right)} \frac{\rho_{in}}{\left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right)}}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} \quad (A.43)$$

$$\frac{\partial \Delta X_{lm}}{\partial X_{s,out}} = \frac{(-\rho_{out}) \cdot \ln \left[\frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right]}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} - \frac{\left[(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} - \left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right) \right] \frac{\rho_{out}}{\left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right)}}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} \quad (A.44)$$

$$\frac{\partial \Delta X_{lm}}{\partial \rho_{eq,in}} = \frac{(1-X_{eq,in}) \cdot \ln \left[\frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right]}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} - \frac{\left[(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} - \left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right) \right] \frac{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}}{\left((1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} \right)} \frac{(1-X_{eq,in})}{\left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right)}}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} \quad (A.45)$$

$$\frac{\partial \Delta X_{lm}}{\partial \rho_{eq,out}} = \frac{-(1-X_{eq,out}) \cdot \ln \left[\frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right]}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} - \frac{\left[(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} - \left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right) \right] \frac{-(1-X_{eq,out})}{\left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right)}}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} \quad (A.46)$$

$$\frac{\partial \Delta X_{lm}}{\partial \rho_{s,in}} = \frac{-(1-X_{in}) \cdot \ln \left[\frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right]}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} - \frac{\left[(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} - \left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right) \right] \frac{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}}{\left((1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in} \right)} \frac{-(1-X_{in})}{\left((1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out} \right)}}{\left(\ln \frac{(1-X_{eq,in})\rho_{eq,in} - (1-X_{in})\rho_{in}}{(1-X_{eq,out})\rho_{eq,out} - (1-X_{out})\rho_{out}} \right)^2} \quad (A.47)$$

$$\frac{\partial \Delta X_{lm}}{\partial \rho_{s,out}} = \frac{(1 - X_{out}) \cdot \ln \left[\frac{(1 - X_{eq,in}) \rho_{eq,in} - (1 - X_{in}) \rho_{in}}{(1 - X_{eq,out}) \rho_{eq,out} - (1 - X_{out}) \rho_{out}} \right]}{\left(\ln \frac{(1 - X_{eq,in}) \rho_{eq,in} - (1 - X_{in}) \rho_{in}}{(1 - X_{eq,out}) \rho_{eq,out} - (1 - X_{out}) \rho_{out}} \right)^2} + \dots$$

$$\frac{[(1 - X_{eq,in}) \rho_{eq,in} - (1 - X_{in}) \rho_{in}] - [(1 - X_{eq,out}) \rho_{eq,out} - (1 - X_{out}) \rho_{out}]}{\left(\ln \frac{(1 - X_{eq,in}) \rho_{eq,in} - (1 - X_{in}) \rho_{in}}{(1 - X_{eq,out}) \rho_{eq,out} - (1 - X_{out}) \rho_{out}} \right)^2} \frac{(1 - X_{out})}{((1 - X_{eq,out}) \rho_{eq,out} - (1 - X_{out}) \rho_{out})} \quad (A.48)$$

Una vez calculada la incertidumbre de ΔX_{lm} , se puede calcular la incertidumbre del coeficiente de transferencia de masa, k_m , de acuerdo a la tabla A.19. Los coeficientes de sensibilidad se incluyen directamente en la tabla A.19.

Tabla A.19. Incertidumbre para el coeficiente global de transferencia de masa, k_m .

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Repetitividad $u_1(x_i)$	Divisor p_1	Precisión $u_2(x_i)$	Divisor p_2	Resolución $u_3(x_i)$	Divisor p_3	$u_4(x_i)$	Divisor p_4	Coficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre $u(y)$
$m_{s,in}$	Valor	$m^3 \cdot s^{-1}$	Desv. Est.	1	0.2% $m_{s,in}$	$\sqrt{3}$	0.001	$2\sqrt{3}$		1	$\frac{\delta k_m}{\delta m_v} = \frac{1}{A_m \cdot \Delta X_{lm}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
ΔX_{lm}		$kgH_2O \cdot m^{-3}$							Tabla A.18	1	$\frac{\delta k_m}{\delta \Delta X_{lm}} = \frac{-m_v}{A_m \cdot \Delta X_{lm}^2}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica											$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$	
Incertidumbre expandida (k=2)											$U(y) = k \cdot u(y)$	

Desv. Est = desviación estándar

La incertidumbre calculada para el coeficiente de transferencia de masa del conjunto total de datos experimentales varía en el rango entre $(1.5-5.2) \times 10^{-8} m \cdot s^{-1}$ que representa 4.3-8.3%.

A.4.5. Incertidumbre en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor

El grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor se ha definido como:

$$\Delta T_{sub,out} = T_{out}^{eq}(p_{abs}, x_{s,out}) - T_{s,out} \quad (A.49)$$

De la ecuación (A.49) se observa que el cálculo de la incertidumbre del grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor requiere de la incertidumbre de la temperatura en el equilibrio a las condiciones de salida del absorbedor, T_{out}^{eq} , la cual depende a su vez de la medida de la presión de operación del absorbedor y de la concentración de la solución a la salida. En la tabla A.20 se muestra el cálculo de la incertidumbre de T_{out}^{eq} . Los coeficientes de sensibilidad se han calculado derivando la ecuación (A.4), las expresiones obtenidas se muestran a continuación:

M.E. Álvarez

Tabla A.20. Incertidumbre de T_{out}^{eq} .

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Repetitividad $u_1(x_i)$	Divisor p_1	Precisión $u_2(x_i)$	Divisor p_2	Resolución $u_3(x_i)$	Divisor p_3	$u_4(x_i)$	Divisor p_4	Coefficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre $u(y)$
P_{abs}	Valor	kPa	Desv. Est.	1	0.04%. FE*	$\sqrt{3}$	0.01%. FE*	$2\sqrt{3}$	0.1	$\sqrt{3}$	$\frac{\delta T_{out}^{eq}}{\delta P_{abs}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$x_{a,out}$	Valor	(fracción en peso)							Tabla A.7	1	$\frac{\delta T_{out}^{eq}}{\delta x_{s,out}}$	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica											$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$	
Incertidumbre expandida (k=2)											$U(y) = k \cdot u(y)$	

FE*: fondo de escala.

Desv. Est = desviación estándar

$$\frac{\delta T_{out}^{eq}}{\delta P_{abs}} = - \frac{(1 / P_{abs}) (a_0 + a_1 X_{s,out} + a_2 X_{s,out}^2)}{(\ln(P_{abs}) - a_0 - a_1 X_{s,out} - a_2 X_{s,out}^2)^2} \quad (A.50)$$

$$\frac{\delta T_{out}^{eq}}{\delta P_{abs}} = \frac{(b_1 + 2b_2 X_{s,out}) (\ln(P_{abs}) - a_0 - a_1 X_{s,out} - a_2 X_{s,out}^2) + (2a_2 X_{s,out}) (b_0 + b_1 X_{s,out} + b_2 X_{s,out}^2)}{(\ln(P_{abs}) - a_0 - a_1 X_{s,out} - a_2 X_{s,out}^2)^2} \quad (A.51)$$

Donde los valores de los parámetros a_i y b_i se muestran en la tabla 3.3 (Capítulo 3). Finalmente, la incertidumbre del grado de subenfriamiento de la solución se calcula de acuerdo a la tabla A.21.

Tabla A.21. Incertidumbre del grado de subenfriamiento de la solución a la salida $\Delta T_{sub, out}$.

Fuente (x_i)	Estimación	Unidad	Repetitividad $u_1(x_i)$	Divisor p_1	Precisión $u_2(x_i)$	Divisor p_2	Resolución $u_3(x_i)$	Divisor p_3	Coefficiente de sensibilidad, C_i	Contribución a la incertidumbre $u(y)$
T_{out}^{eq}	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$	1	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
$T_{s,out}$	Valor	°C	Desv. Est.	1	0.05	$\sqrt{3}$	0.01	$2\sqrt{3}$	1	$\sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{u_i^2(x_i)}{p_i^2}}$
Incertidumbre típica:										$u(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n c_i^2 u_i^2(y_i)}$
Incertidumbre expandida (k=2)										$U(y) = k \cdot u(y)$

FE*: fondo de escala.

Desv. Est = desviación estándar

Finalmente, la incertidumbre en el grado de subenfriamiento de la solución a la salida del absorbedor se encuentra en el rango de 0.5-1.0°C que representa un rango de incertidumbre de entre 3.5 y 6.8%.

Anexo B

Características de los distribuidores de solución estudiados

B.1. Introducción

En esta tesis se ha realizado un estudio sistemático de 16 diferentes configuraciones del sistema de distribución de solución a la entrada del absorbedor, con la finalidad de obtener un diseño que garantice la distribución uniforme del líquido a lo largo de los tubos del absorbedor, sin caminos preferenciales. Las características de las diferentes configuraciones de los distribuidores de solución que se han probado se detallan a continuación.

B.2. Distribuidor 0

Esta configuración de distribuidor de solución se ha planteado en búsqueda de un diseño simple y eficiente. Las primeras pruebas realizadas con este distribuidor motivaron la realización de un estudio sistemático de diferentes diseños de distribuidor con el objetivo de conseguir una mejor distribución del líquido y un mayor mojado del haz de tubos. En la tabla B.1 y figura B.1 se muestran las características de la configuración del distribuidor 0.

B.3. Distribuidor 1

El objetivo del diseño de este distribuidor fue mejorar la distribución del líquido y mojado de los tubos, utilizando orificios de distribución con un mejor acabado (realizados a láser), figura B.2. Además, se aumentó el número de orificios de distribución y se disminuyó el espaciado entre ellos. Las dimensiones se detallan en la tabla B.2 y figura B.3.

M.E. Álvarez

Tabla B.1. Características del distribuidor de solución 0.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	25.4	Número de orificios:	41
Diámetro interno (mm):	23.4	Dimensiones de los orificios (mm):	2
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	7
Superficie:	Lisa	Distancia de centro-centro de orificios (mm):	9
Orificios realizados con taladro, en el inferior del tubo			
Otras características:			
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por la parte superior y central del tubo.		
Diámetro externo (mm)	12.0		
Diámetro interno (mm)	10.0		

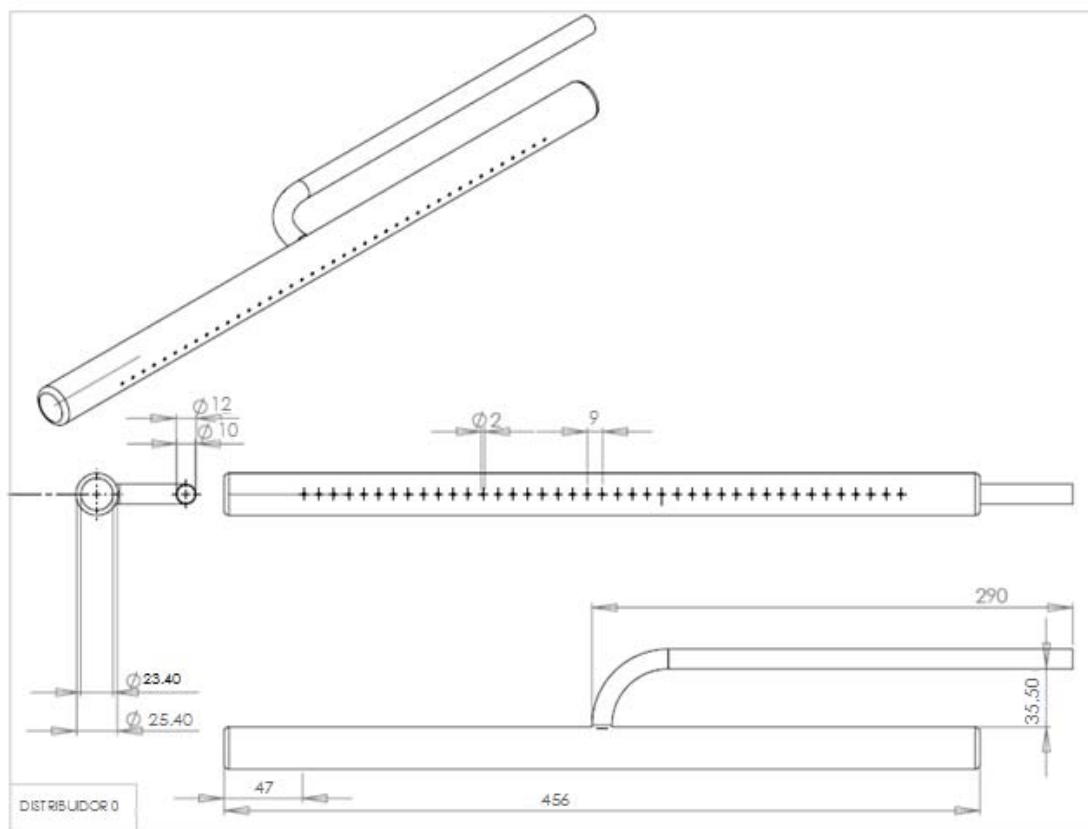


Figura B.1. Plano del distribuidor de solución 0.

Anexo B. Características de los distribuidores de solución estudiados



(a)



(b)

Figura B.2. Diferencia en el acabado de los orificios, realizados con: (a) taladro, (b) láser.

Tabla B.2. Características del distribuidor de solución 1.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	21.0	Número de orificios:	73
Diámetro interno (mm):	19.0	Dimensiones de los orificios (mm):	1.75
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	3
Superficie:	Lisa	Distancia de centro-centro de orificios (mm):	4.75
Orificios realizados con taladro, en el inferior del tubo			
Otras características:			
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por la parte superior y central del tubo.		
Diámetro externo (mm)	12.0		
Diámetro interno (mm)	10.0		

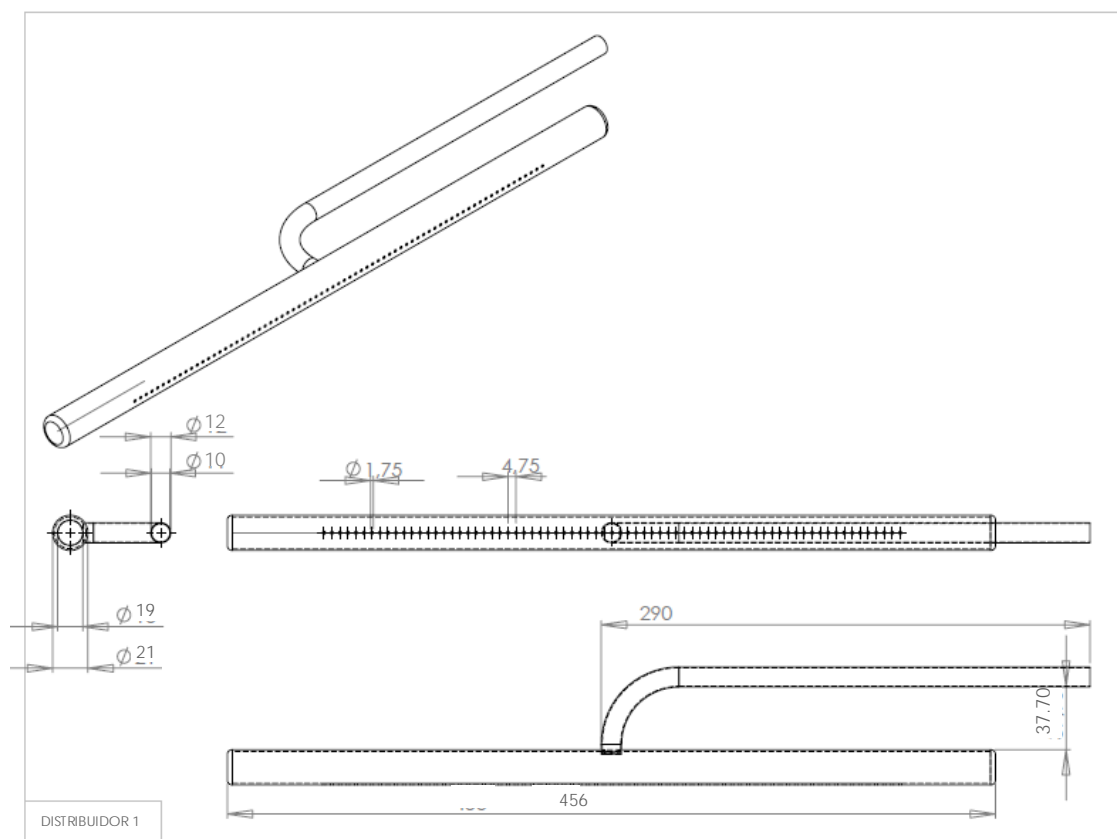


Figura B.3. Plano del distribuidor de solución 1.

B.4. Distribuidor 2

El objetivo de este diseño fue evaluar la distribución del líquido y mojado de los tubos del absorbedor disminuyendo el volumen interior del tubo distribuidor. Para ello, se instaló en el interior del distribuidor (distribuidor 1) un tubo de 12 mm de diámetro externo. Las características de este diseño se resumen en la tabla B.3 y figura B.4. Como resultado se obtuvo una desigual distribución de líquido y flujo preferencial de líquido por los orificios de distribución ubicados en el centro del tubo. A mayores caudales empezó a salir líquido por los orificios cercanos al extremo del distribuidor, pero la distribución no fue uniforme.

B.5. Distribuidor 3

La peculiaridad de este diseño consiste en reducir el volumen de líquido contenido entre dos tubos concéntricos que conforman el sistema de distribución, colocando un tubo interior de mayor diámetro (15 mm de diámetro) que en la configuración del distribuidor 2. Los resultados obtenidos por este diseño no fueron mejores. Se observó que el líquido no sale por los orificios ubicados hacia los extremos del distribuidor. El líquido abandona el distribuidor únicamente por los orificios del centro, incluso a altos caudales. Las dimensiones de esta configuración de distribuidor se detallan en la tabla B.4 y figura B.5.

Anexo B. Características de los distribuidores de solución estudiados

Tabla B.3. Características del distribuidor de solución 2.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	21.0	Número de orificios:	73
Diámetro interno (mm):	19.0	Dimensiones de los orificios (mm):	1.75
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	3
Superficie:	Lisa	Distancia de centro-centro de orificios (mm):	4.75
Orificios realizados a láser, en el inferior del tubo			
Tubo interno			
Diámetro externo (mm):	12.0		
Diámetro interno (mm):	10.0		
Longitud del tubo (mm):	500		
Otras características:			
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por la parte superior y central del tubo		
Diámetro externo (mm)	12.0		
Diámetro interno (mm)	10.0		

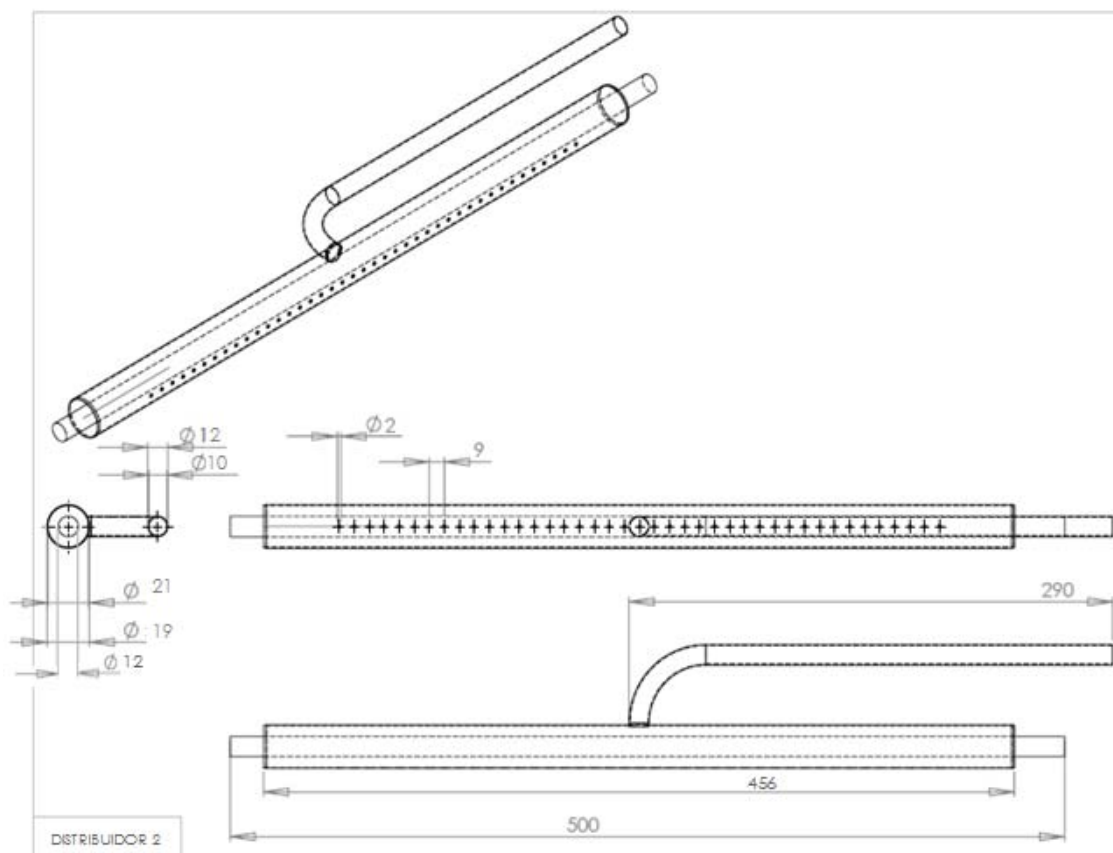


Figura B.4. Plano del distribuidor de solución 2.

M.E. Álvarez

Tabla B.4. Características del distribuidor de solución 3.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	21.0	Número de orificios:	73
Diámetro interno (mm):	19.0	Dimensiones de los orificios (mm):	1.75
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	3
Superficie:	Lisa	Distancia de centro-centro de orificios (mm):	4.75
Orificios realizados a láser, ubicados en la sección inferior			
Tubo interno			
Diámetro externo (mm):	15.0		
Diámetro interno (mm):	13.0		
Longitud del tubo (mm):	500		
Otras características:			
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por la parte superior y central del tubo.		
Diámetro externo (mm)	12.0		
Diámetro interno (mm)	10.0		

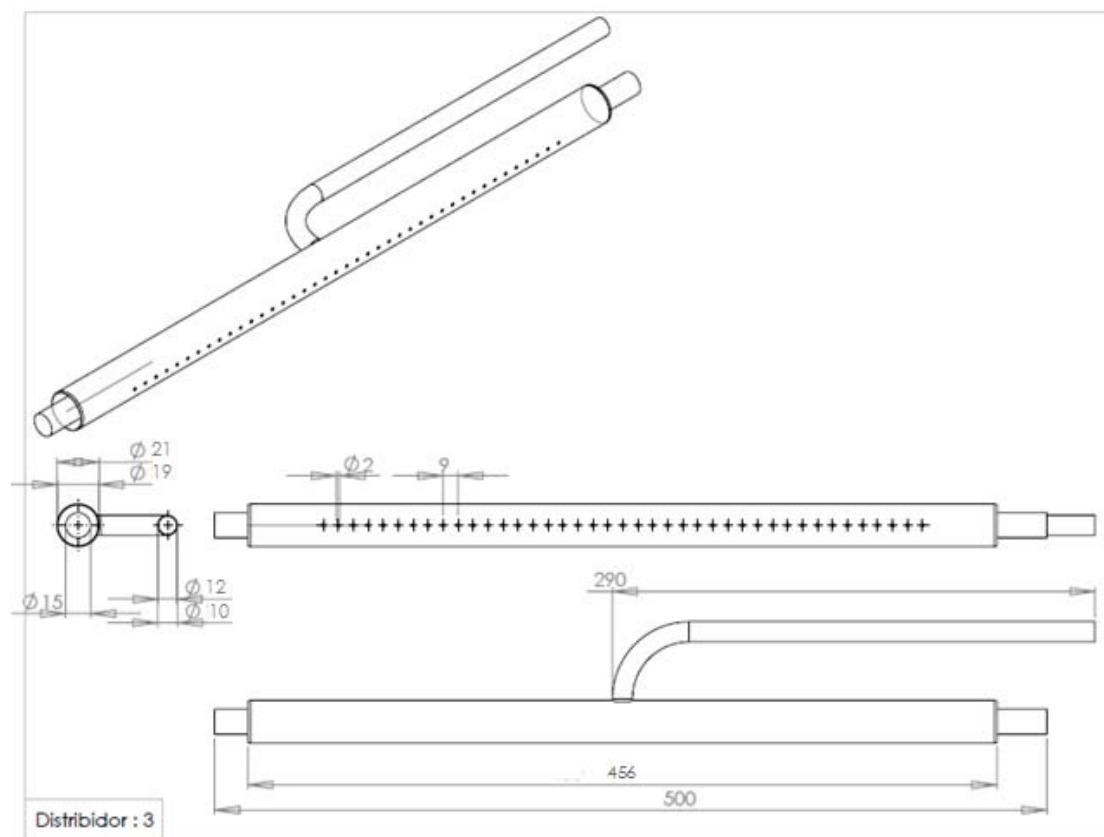


Figura B.5. Plano del distribuidor de solución 3.

B.6. Distribuidor 4

El objetivo de esta configuración del distribuidor de solución fue evaluar la distribución del líquido y mojado de los tubos del absorbedor, mediante un diseño que contemple el rebose del líquido (figura B.6). De manera que el líquido que entra al distribuidor llena su volumen y luego rebosa por la parte superior del tubo distribuidor. Se dejaron orificios en la parte central superior del tubo para evitar tener mayor caudal en esa zona y a cada lado de estos orificios se crearon una ranuras alargadas para facilitar la salida de líquido por la parte superior del distribuidor. Las dimensiones del distribuidor 4 se detallan en la tabla B.5 y figura B.7.



Figura B.6. Fotografía del distribuidor de solución 4 antes de ser instalado.

Tabla B.5. Características del distribuidor de solución 4.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	21.0	Número de orificios:	35
Diámetro interno (mm):	19.0	Dimensiones de los orificios (mm):	2
Longitud del tubo (mm):	461	Separación de orificios (mm):	3
Superficie:	Lisa	Distancia de centro-centro de orificios (mm):	5
		Ranuras: 2 ranuras a cada lado (2 mm x 93mm)	
		Orificios realizados con taladro, ubicados en la sección superior	
Otras características:			
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por la parte inferior y central del tubo.		
Diámetro externo (mm)	13.0		
Diámetro interno (mm)	11.0		

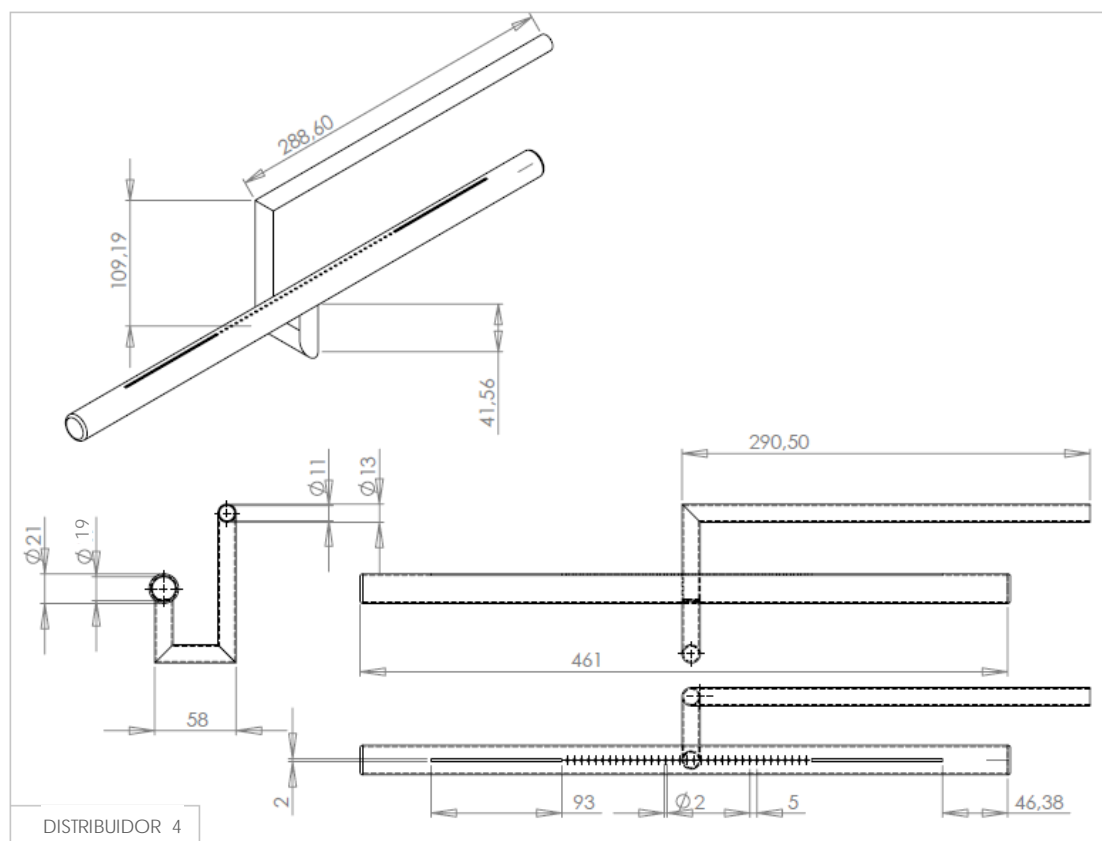


Figura B.7. Plano del distribuidor de solución 4.

B.7. Distribuidor 5

Este sistema de distribución está compuesto por dos tubos concéntricos. El tubo interno tiene un corte longitudinal, de manera que sirva de canal. El líquido entra por un extremo del tubo interno del distribuidor, al llenarse rebosa y luego el líquido dentro del tubo de mayor diámetro, es distribuido a través de los orificios. Las características de este diseño se resumen en la tabla B.6 y figura B.8.

B.8. Distribuidor 6

Esta configuración del distribuidor, es similar al distribuidor 5, pero con la diferencia de que la entrada de líquido al tubo interior se realiza a través de un tubo de diámetro más pequeño (6.35 mm) para que no rebose en la zona de entrada. Las características de este diseño se resumen en la tabla B.7 y en la figura B.9. Con este diseño se obtuvo mejores resultados, se observó pocos orificios sin salida de líquido. Aunque a bajos caudales el líquido sale preferentemente por la zona de entrada de líquido. A mayores caudales se observa una buena distribución de líquido.

Anexo B. Características de los distribuidores de solución estudiados

Tabla B.6. Características del distribuidor de solución 5.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	21.0	Número de orificios:	73
Diámetro interno (mm):	19.0	Dimensiones de los orificios (mm):	1.75
Longitud del tubo (mm):	460	Separación de orificios (mm):	3
Superficie:	Lisa	Distancia de centro-centro de orificios (mm):	4.75
Orificios realizados a láser, ubicados en la parte inferior del tubo			
Tubo interno			
Diámetro externo (mm):	12.0	Longitud del tubo (mm):	520
Diámetro interno (mm):	10.0		
Otras características:			
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por un extremo		
Diámetro externo (mm)	12.0		
Diámetro interno (mm)	10.0		

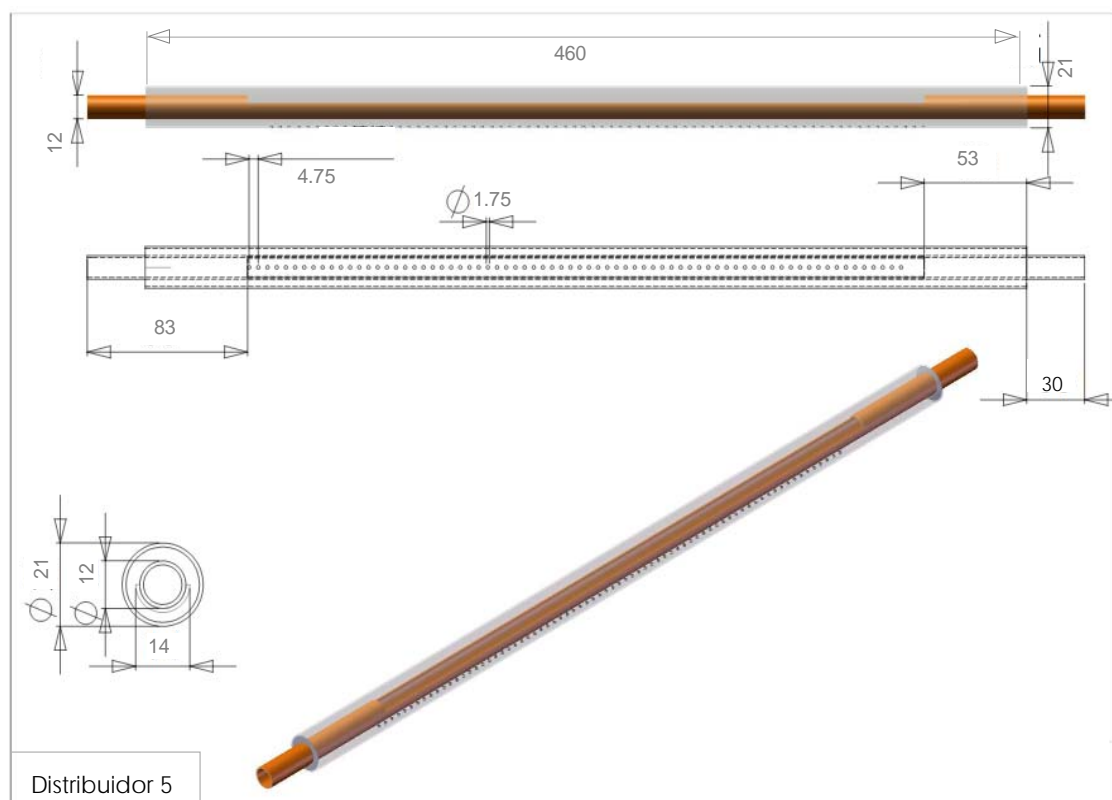


Figura B.8. Plano del distribuidor de solución 5.

M.E. Álvarez

Tabla B.7. Características del distribuidor de solución 6.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	25.4	Número de orificios:	41
Diámetro interno (mm):	23.4	Dimensiones de los orificios (mm):	2
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	7
Superficie:	Lisa	Distancia de centro-centro de orificios (mm):	9
Orificios realizados a láser, en la parte inferior del tubo			
Tubo interno			
Diámetro externo (mm):	16.0	Longitud del tubo (mm):	456
Diámetro interno (mm):	14.0		
Otras características:			
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por un extremo.		
Diámetro externo (mm)	6.4		
Diámetro interno (mm)	4.4		
Longitud (mm)	50		

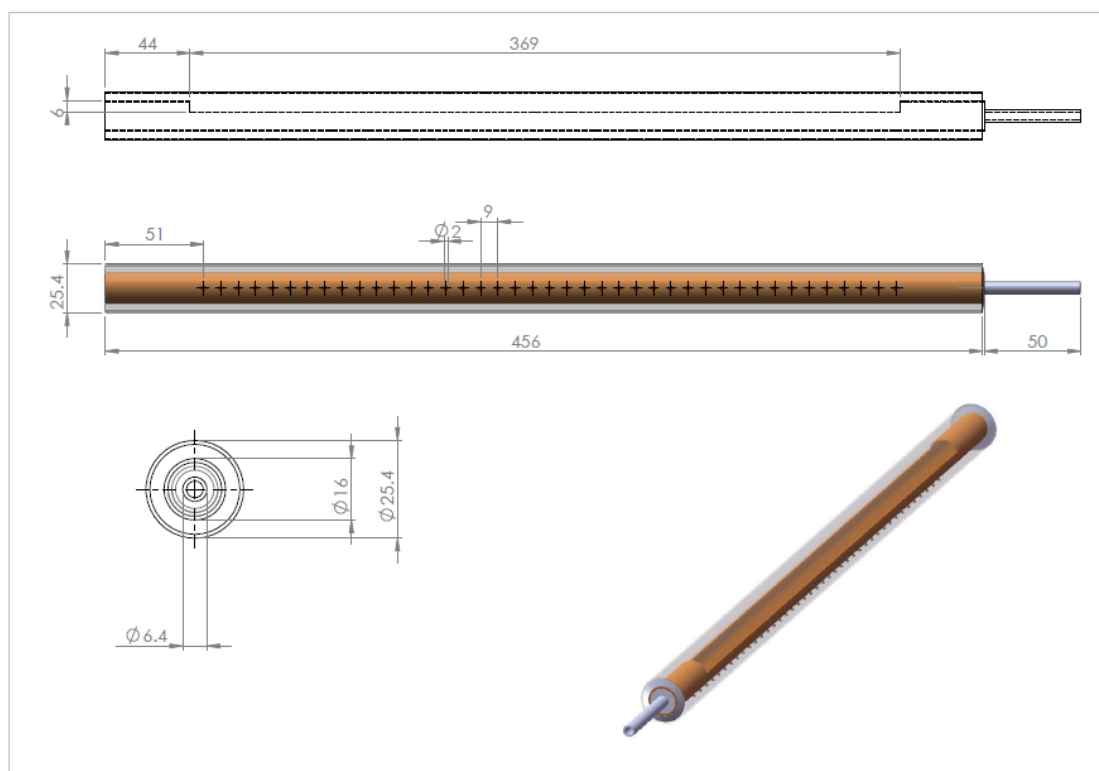


Figura B.9. Plano del distribuidor de solución 6.

B.9. Distribuidor 7

El objetivo de este distribuidor fue evaluar el desempeño del distribuidor 6 pero con la entrada de líquido al distribuidor por ambos extremos. Las características de este diseño se resumen en la tabla B.8 y figura B.10. Se colocó una “T” de distribución en la entrada de solución al absorbedor para dividir el caudal en dos partes iguales. Los resultados obtenidos fueron similares que los observados con el distribuidor 6.

Tabla B.8. Características del distribuidor de solución 7.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	25.4	Número de orificios:	41
Diámetro interno (mm):	23.4	Dimensiones de los orificios (mm):	2
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	7
Superficie:	Lisa	Distancia de centro-centro de orificios (mm):	9
Orificios realizados a láser, en la parte inferior del tubo			
Tubo interno			
Diámetro externo (mm):	16.0	Longitud del tubo (mm):	456
Diámetro interno (mm):	14.0		
Otras características:			
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por ambos extremos. Se coloca una “T” de distribución.		
Diámetro externo (mm)	6.4		
Diámetro interno (mm)	4.4		
Longitud (mm)	50		

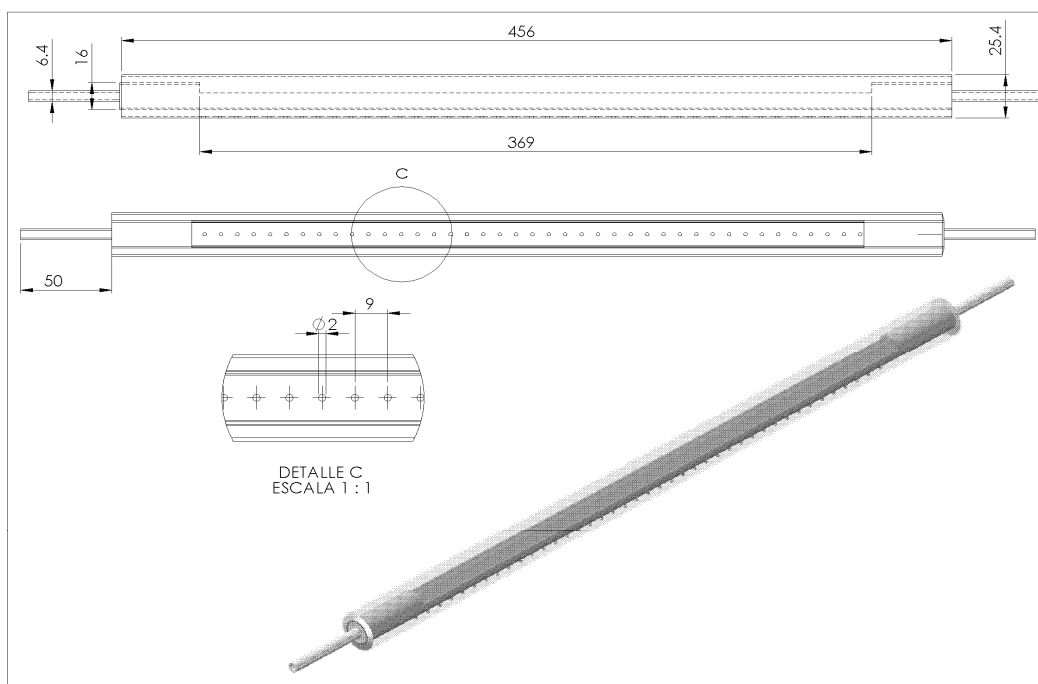


Figura B.10. Plano del distribuidor de solución 7.

B.10. Distribuidor 8

Este distribuidor es similar al diseño de los distribuidores 6 y 7, pero se propuso mejorar la entrada de líquido al tubo interior, colocando un tubo de diámetro pequeño por el cual se introduce el líquido para que no rebose en la zona de entrada. Este tubo de diámetro pequeño, en este diseño tiene una mayor longitud dentro del distribuidor, para evitar que el líquido rebose preferentemente en esta zona. Las características de este diseño se resumen en la tabla B.9 y figura B.11 y B.12.

Tabla B.9. Características del distribuidor de solución 8.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	25.4	Número de orificios:	75
Diámetro interno (mm):	23.4	Dimensiones de los orificios (mm):	2
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	3
Superficie:	Lisa	Distancia de centro-centro de orificios (mm):	5
Orificios realizados a láser, en la parte inferior del tubo			
Tubo interno			
Diámetro externo (mm):	14.0	Longitud del tubo (mm):	456
Diámetro interno (mm):	12.0		
Otras características:			
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por ambos extremos. Se coloca una “T” de distribución.		
Diámetro externo (mm)	6.4		
Diámetro interno (mm)	4.4		
Longitud (mm)	88. Se alarga la entrada del líquido		



Figura B.11. Fotografía de los componentes del distribuidor de solución 8.

Anexo B. Características de los distribuidores de solución estudiados

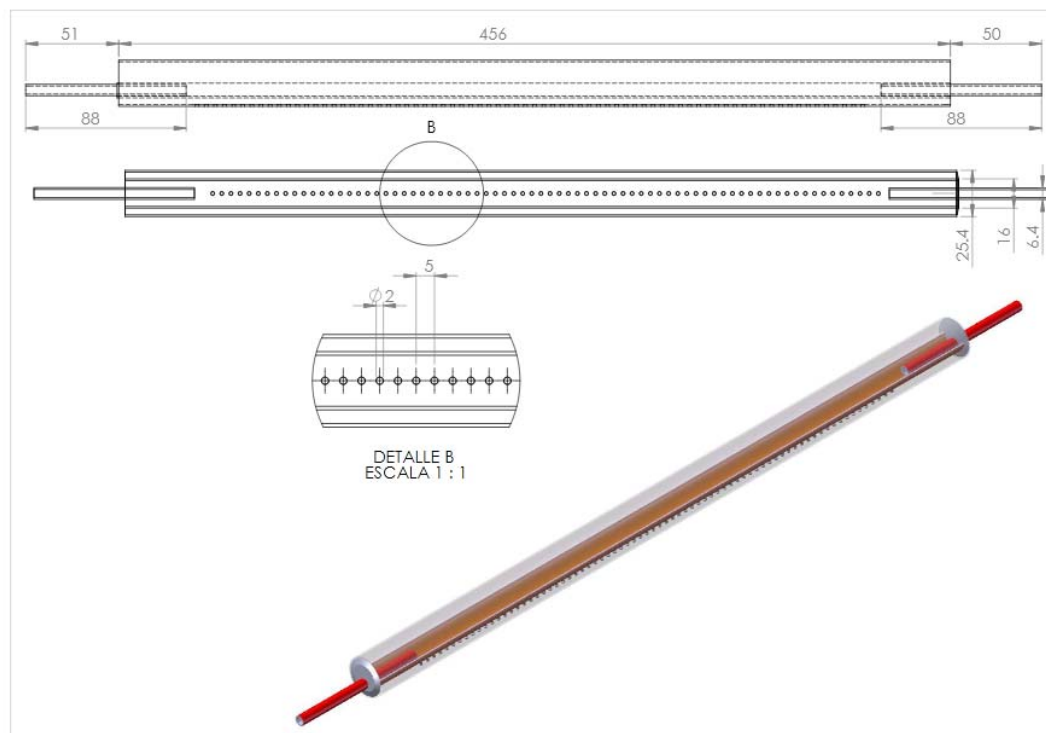


Figura B.12. Plano del distribuidor de solución 8.

B.11. Distribuidor 9

En esta configuración se mantiene el diseño de la entrada de líquido al tubo interior por ambos extremos del distribuidor, pero se aumentó el diámetro de los orificios de distribución y se disminuyó el espaciado entre ellos. Las características de este diseño se resumen en la tabla B.10 y figura B.13.

Tabla B.10. Características del distribuidor de solución 9.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	25.4	Número de orificios:	75
Diámetro interno (mm):	23.4	Dimensiones de los orificios (mm):	3
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	2
Superficie:	Lisa	Distancia de centro-centro de orificios (mm):	5
Orificios realizados a láser, en la parte inferior del tubo			
Tubo interno			
Diámetro externo (mm):	14.0	Longitud del tubo (mm):	456
Diámetro interno (mm):	12.0		
Entrada de solución			
Entrada de líquido:	Por ambos extremos. Se coloca una "T" de distribución.		
Diámetro externo (mm)	6.4		
Diámetro interno (mm)	4.4		
Longitud (mm)	88. Se alarga la entrada del líquido		

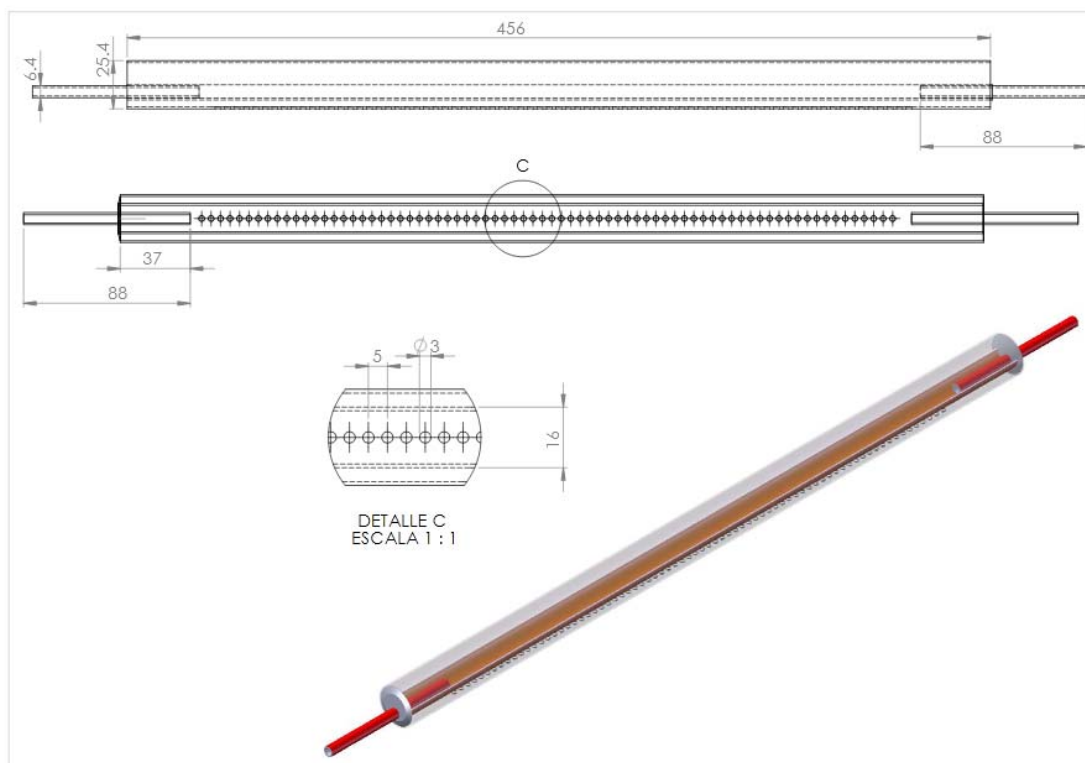


Figura B.13. Plano del distribuidor de solución 9.

B.12. Distribuidor 10

En esta configuración, el líquido también entra lateralmente al tubo interno del distribuidor por cada uno de sus extremos. Al llenarse el tubo interior el líquido rebosa y cae en el tubo exterior, donde se distribuye a través de los orificios. En este diseño los orificios son más alargados (ranuras). Las características de este diseño se resumen en la tabla B.11 y en la figura B.14.

B.13. Distribuidor 11

El distribuidor 11 se ha diseñado basado en la configuración del distribuidor 10 constituida por un tubo interno por el cual entra el líquido, y un tubo externo, concéntrico con el tubo interior, el cual se encarga de la distribución final de líquido al haz de tubos. En este distribuidor, los diámetros de los tubos se han reducido, para observar su efecto en la distribución de solución. Los orificios de distribución son alargados (ranuras). En la tabla B.12 y en las figuras B.15 y B.16, se muestran las características de este diseño.

Anexo B. Características de los distribuidores de solución estudiados

Tabla B.11. Características del distribuidor de solución 10.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	21.0	Número de orificios: (ranuras)	36
Diámetro interno (mm):	19.0	Dimensiones de los orificios (mm):	5x2
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	3
Superficie:	Lisa	Orificios realizados a láser, en la parte inferior del tubo	
Tubo interno			
Diámetro externo (mm):	12.0	Longitud del tubo (mm):	514
Diámetro interno (mm):	10.0		
Otras características:			
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por ambos extremos		
Diámetro externo (mm)	12.0		
Diámetro interno (mm)	10.0		

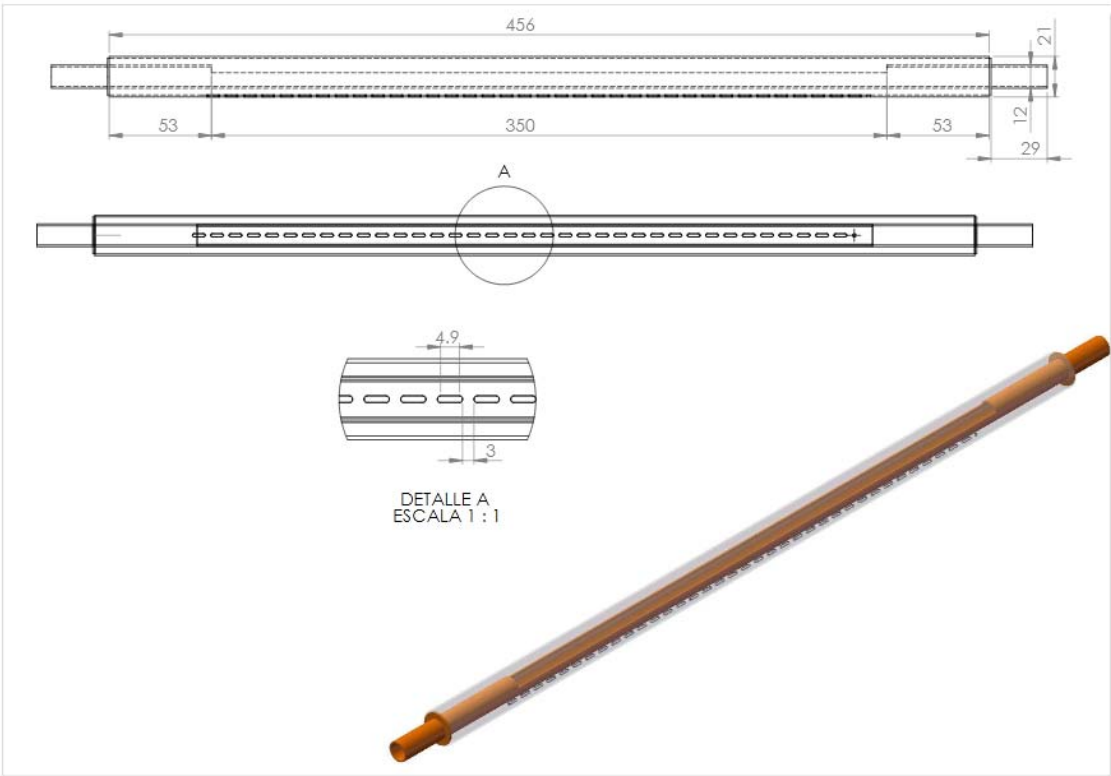


Figura B.14. Plano del distribuidor de solución 10.

M.E. Álvarez

Tabla B.12. Características del distribuidor de solución 11.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	12.0	Número de orificios: (ranuras)	39
Diámetro interno (mm):	10.0	Dimensiones de los orificios (mm):	7x2
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	3
Superficie:	Lisa	Orificios realizados a láser y ubicados en la parte inferior	
Tubo interno			
Diámetro externo (mm):	8.0	Longitud del tubo (mm):	496
Diámetro interno (mm):	6.0		
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por ambos extremos		



Figura B.15. Fotografía de los elementos que constituyen el distribuidor de solución 11.

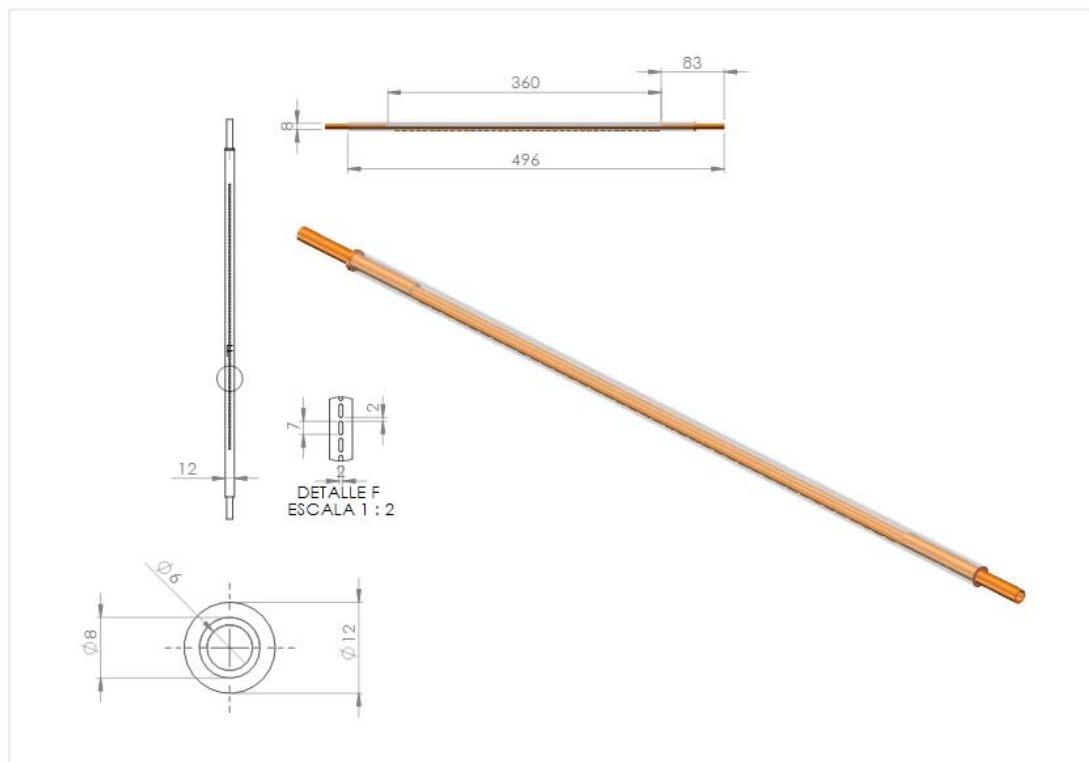


Figura B.16. Plano del distribuidor de solución 11.

B.14. Distribuidores 12 y 14

Los distribuidores 12 y 14, tienen básicamente la misma configuración que el distribuidor 11, la variación entre ellos solo contempla un cambio en la disposición del tubo exterior. La diferencia es que el tubo exterior se ha girado de manera que los orificios de distribución quedan ubicados en la parte superior del tubo. Con esta configuración se busca que el líquido salga por los orificios de distribución impulsado hacia arriba y posteriormente se forme una película en la superficie del tubo externo del distribuidor. El distribuidor 14 es igual que el distribuidor 12, pero se le ha aplicado en la superficie externa del tubo exterior un tratamiento para aumentar su rugosidad y de esta manera lograr una película de líquido más homogénea.

B.15. Distribuidor 13

El distribuidor 13 se ha diseñado basado en la configuración del distribuidor 4 pero con el tubo del distribuidor de menor diámetro y diferente configuración de los orificios de distribución. Este distribuidor consta de un tubo de 12 mm de diámetro externo en cuya parte superior posee orificios de distribución de líquido alargados (ranuras). En la tabla B.13, se muestran las características de este diseño.

Tabla B.13. Características del distribuidor de solución 13.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	12.0	Número de orificios: (ranuras)	39
Diámetro interno (mm):	10.0	Dimensiones de los orificios (mm):	7x2
Longitud del tubo (mm):	496	Separación de orificios (mm):	3
Superficie:	Lisa	Orificios realizados a láser ubicados en la parte superior	
Entrada de líquido:	Por ambos extremos		

B.16. Distribuidor 15

El distribuidor 15 se ha diseñado basado en la configuración del distribuidor 11 constituida por un tubo interno por el cual entra el líquido, y un tubo externo, concéntrico con el tubo interior, el cual se encarga de la distribución final de líquido al haz de tubos, sin embargo, las disposición de los tubos interno y externos es diferente. La parte cóncava del tubo interno se coloca hacia abajo, mientras que el tubo exterior es dispuesto de manera que los orificios de distribución son ubicados en la parte superior. Además, se han mantenido en este diseño los orificios alargados (ranuras) y la superficie del tubo exterior con el tratamiento que permite aumentar su rugosidad. En la tabla B.14 y la figura B.17, se muestran las características de este diseño. Los resultados obtenidos fueron los mejores. Se observó un buen mojado de los tubos y una distribución homogénea del líquido.

M.E. Álvarez

Tabla B.14. Características del distribuidor de solución 15.

Tubo externo			
Diámetro externo (mm):	12.0	Número de orificios (ranuras):	39
Diámetro interno (mm):	10.0	Dimensiones de los orificios (mm):	7x2
Longitud del tubo (mm):	456	Separación de orificios (mm):	3
Superficie:	mejorada	Orificios realizados a láser, ubicados en la parte superior	
Tubo interno			
Diámetro externo (mm):	8.0	Longitud del tubo (mm):	457
Diámetro interno (mm):	6.0		
Entrada de solución:			
Entrada de líquido:	Por ambos extremos		

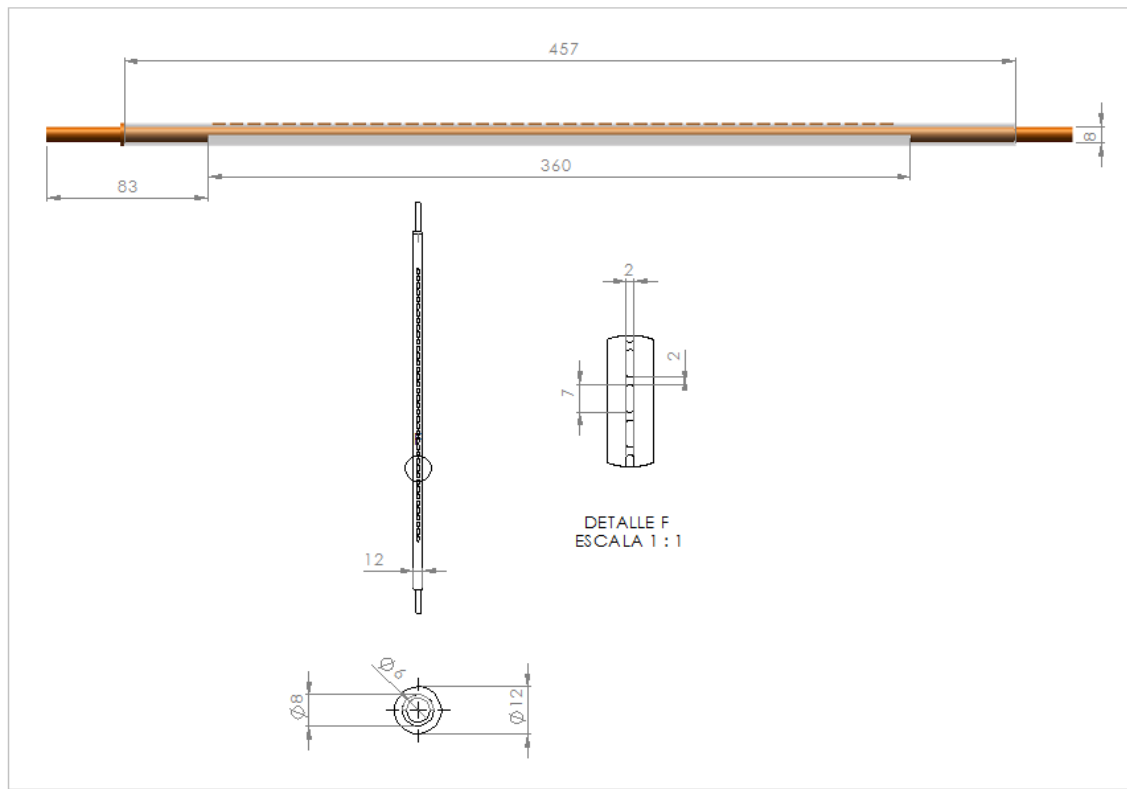


Figura B.17. Plano del distribuidor de solución 15.

Anexo C

Estudio de sensibilidad del proceso de absorción con la solución acuosa de nitratos alcalinos

C.1. Introducción

En este anexo se presentan los datos registrados de las medidas experimentales y los parámetros de funcionamiento del absorbedor que se han obtenido para la estudio del proceso de absorción de la solución acuosa de nitratos alcalinos (capítulo 6).

C.2. Efecto del caudal de agua de enfriamiento

Tabla C.1. Efecto del caudal del agua de enfriamiento en los parámetros de eficiencia del absorbedor.

Exp. No.	m_c kg.s ⁻¹	$T_{c,in}$ °C	Γ kg.m ⁻¹ .s ⁻¹	P_{abs} kPa	$T_{s,in}$ °C	$X_{s,in}$ (fracción en peso)	$X_{s,out}$	$T_{c,out}$ °C	$T_{s,out}$ °C	Re_c	$Re_{pelicula}$	Q W	m_{abs} g.s ⁻¹ .m ⁻²	$\Delta T_{sub,out}$ °C	ΔX %	h_s W.m ⁻² °C ⁻¹	$Nu_{pelicula}$	$k_m \times 10^5$ m.s ⁻¹
01	0.0400	85.00	0.0212	30.0	103.09	0.819	0.798	91.37	98.53	11330.0	13.3	1072.0	3.67	12.6	2.09	1031.9	0.44	3.78
02	0.0454	85.04	0.0211	30.0	102.99	0.820	0.798	90.97	98.19	12814.9	13.2	1130.5	3.86	12.9	2.20	1069.4	0.46	3.90
03	0.0482	85.01	0.0211	30.0	103.01	0.820	0.797	90.73	97.96	13572.8	13.1	1157.5	4.00	13.0	2.28	1080.4	0.46	4.00
04	0.0516	85.07	0.0210	30.1	102.90	0.820	0.796	90.53	97.76	14546.9	13.2	1183.9	4.13	13.1	2.36	1100.1	0.47	4.08
05	0.0557	85.12	0.0212	30.1	102.75	0.819	0.795	90.30	97.35	15674.9	13.5	1212.3	4.25	13.3	2.41	1134.0	0.48	4.15
06	0.0587	84.95	0.0212	30.1	102.67	0.819	0.794	89.95	96.96	16467.8	13.6	1232.6	4.32	13.6	2.45	1139.9	0.48	4.16
07	0.0630	85.04	0.0211	30.0	102.61	0.819	0.794	89.83	96.69	17674.5	13.6	1269.7	4.43	13.6	2.52	1182.6	0.50	4.25
08	0.0404	83.73	0.0211	30.0	102.79	0.820	0.798	90.53	98.11	15757.7	13.2	1153.7	3.88	12.9	2.21	1062.1	0.45	3.88
09	0.0480	83.88	0.0210	30.0	103.18	0.820	0.796	90.06	97.65	11287.8	13.2	1245.2	4.09	13.2	2.34	1097.3	0.47	4.09
10	0.0559	83.99	0.0211	30.1	102.58	0.819	0.795	89.51	97.02	13382.7	13.4	1296.2	4.39	13.5	2.49	1153.1	0.49	4.20
11	0.0406	82.97	0.0211	30.0	102.92	0.820	0.797	90.20	97.96	15539.8	13.2	1231.8	3.99	13.0	2.28	1103.6	0.47	3.98
12	0.0482	83.01	0.0210	30.0	103.00	0.820	0.796	89.58	97.38	11266.3	13.2	1330.4	4.24	13.3	2.43	1151.6	0.49	4.17
13	0.0557	83.07	0.0211	30.0	102.96	0.820	0.795	89.04	96.76	13340.0	13.3	1396.3	4.47	13.7	2.54	1185.5	0.50	4.32
14	0.0406	82.04	0.0210	30.1	102.86	0.820	0.796	89.63	97.62	15368.9	13.3	1296.8	4.10	13.2	2.34	1126.6	0.48	4.03
15	0.0481	82.04	0.0213	30.0	103.08	0.820	0.795	89.06	97.11	11180.8	13.4	1418.5	4.38	13.5	2.47	1186.3	0.51	4.30
16	0.0555	82.15	0.0212	30.0	103.28	0.820	0.794	88.59	96.65	13205.8	13.4	1501.9	4.58	13.8	2.59	1218.2	0.52	4.46

C.3. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento

Tabla C.2. Efecto de la temperatura del agua de enfriamiento en los parámetros de eficiencia del absorbedor.

Exp. No.	T _{c,in} °C	m _c kg.s ⁻¹	Γ kg.m ⁻¹ .s ⁻¹	P _{abs} kPa	T _{s,in} °C	X _{s,in} (fracción en peso)	X _{s,out}	T _{c,out} °C	T _{s,out} °C	Re _c	Re _{película}	Q W	m _{abs} g.s ⁻¹ .m ⁻²	ΔT _{sub,out} °C	ΔX %	h _s W.m ⁻² °C ⁻¹	Nu _{película}	k _m ×10 ⁵ m.s ⁻¹
17	82.97	0.0406	0.02105	30.0	102.92	0.820	0.797	90.20	97.96	1657.9	13.2	1231.8	3.99	13.0	2.28	1103.6	0.47	3.98
18	83.73	0.0404	0.02107	30.0	102.79	0.820	0.798	90.53	98.11	1658.4	13.2	1153.7	3.88	12.9	2.21	1062.1	0.45	3.88
19	85.00	0.0400	0.02115	30.0	103.09	0.819	0.798	91.37	98.53	1659.1	13.3	1072.0	3.67	12.6	2.09	1031.9	0.44	3.78
20	78.09	0.0482	0.02100	30.0	103.14	0.821	0.793	86.88	96.00	1653.1	13.3	1778.7	4.92	14.1	2.80	1318.5	0.56	4.66
21	79.08	0.0481	0.02112	30.0	102.92	0.820	0.793	87.45	96.43	1654.0	13.3	1688.7	4.76	13.8	2.70	1294.4	0.55	4.54
22	80.04	0.0482	0.02098	30.0	103.00	0.820	0.794	87.94	96.40	1654.1	13.3	1599.9	4.71	13.9	2.68	1269.1	0.54	4.50
23	81.00	0.0482	0.02082	30.0	103.25	0.820	0.794	88.48	96.76	1654.8	13.2	1514.1	4.48	13.7	2.58	1217.3	0.51	4.39
24	82.04	0.0481	0.02129	30.0	103.08	0.820	0.795	89.06	97.11	1656.0	13.4	1418.5	4.38	13.5	2.47	1186.4	0.51	4.30
25	83.01	0.0482	0.02096	30.0	103.00	0.820	0.796	89.58	97.38	1656.5	13.2	1330.4	4.24	13.3	2.43	1151.6	0.49	4.17
26	83.88	0.0480	0.02101	30.0	103.18	0.820	0.796	90.06	97.65	1657.1	13.2	1245.2	4.09	13.2	2.34	1097.3	0.47	4.09
27	85.01	0.0482	0.02110	30.0	103.01	0.820	0.797	90.73	97.96	1658.3	13.1	1157.5	4.00	13.0	2.28	1080.4	0.46	4.00
28	82.15	0.0555	0.02116	30.0	103.28	0.820	0.794	88.59	96.65	1654.7	13.4	1501.9	4.58	13.8	2.59	1218.2	0.52	4.46
29	83.07	0.0557	0.02105	30.0	102.96	0.820	0.795	89.04	96.76	1655.2	13.3	1396.3	4.47	13.7	2.54	1185.5	0.50	4.32
30	83.99	0.0559	0.02111	30.1	102.58	0.819	0.795	89.51	97.02	1655.1	13.4	1296.2	4.39	13.5	2.49	1153.1	0.49	4.20
31	85.12	0.0557	0.02116	30.1	102.75	0.819	0.795	90.30	97.35	1655.3	13.5	1212.3	4.25	13.3	2.41	1134.0	0.48	4.15
32	86.12	0.0555	0.02116	30.1	102.66	0.819	0.796	90.92	97.64	1656.0	13.5	1120.4	4.10	13.1	2.32	1103.7	0.47	4.03

C.4. Efecto del caudal másico de solución

Tabla C.3. Efecto del caudal másico de solución en los parámetros de eficiencia del absorbedor.

Exp. No.	Γ kg.m ⁻¹ .s ⁻¹	T _{c,in} °C	m _c kg.s ⁻¹	P _{abs} kPa	T _{s,in} °C	X _{s,in} (fracción en peso)	X _{s,out}	T _{c,out} °C	T _{s,out} °C	Re _c	Re _{película}	Q W	m _{abs} g.s ⁻¹ .m ⁻²	ΔT _{sub,out} °C	ΔX %	h _s W.m ⁻² °C ⁻¹	Nu _{película}	k _m ×10 ⁵ m.s ⁻¹
33	0.0119	80.05	0.0482	30.1	103.15	0.820	0.781	86.95	93.57	12886.1	7.9	1396.9	3.92	14.6	3.89	1132.8	0.39	3.58
34	0.0153	80.02	0.0482	30.1	103.14	0.821	0.788	87.41	94.99	12917.0	9.9	1495.5	4.31	14.3	3.35	1188.7	0.45	4.00
35	0.0169	80.05	0.0482	30.0	103.63	0.820	0.789	87.66	95.25	12958.8	11.0	1540.2	4.39	14.3	3.09	1213.2	0.47	4.20
36	0.0176	80.06	0.0482	30.0	103.28	0.820	0.790	87.70	95.37	12948.6	11.4	1544.9	4.49	14.2	3.05	1235.7	0.49	4.26
37	0.0180	80.05	0.0481	30.0	103.17	0.820	0.790	87.78	95.58	12932.0	11.6	1579.1	4.53	14.2	3.00	1252.5	0.50	4.28
38	0.0206	80.04	0.0482	30.0	103.17	0.820	0.793	87.94	96.33	12994.4	13.0	1790.7	4.63	13.9	2.69	1263.1	0.53	4.44
39	0.0210	80.04	0.0482	30.0	103.00	0.820	0.794	87.94	96.40	12967.2	13.3	1599.9	4.70	13.9	2.68	1269.1	0.54	4.50
40	0.0106	84.88	0.0479	29.9	103.28	0.820	0.785	89.72	94.78	13416.6	7.0	972.7	3.15	14.0	3.51	951.4	0.32	2.99
41	0.0137	84.79	0.0477	30.0	103.37	0.820	0.790	90.05	95.70	13378.3	8.8	1052.8	3.50	13.9	3.05	1008.8	0.37	3.37
42	0.0161	84.90	0.0477	30.0	103.17	0.820	0.793	90.34	96.38	13398.2	10.3	1089.1	3.72	13.8	2.75	1050.1	0.41	3.60
43	0.0179	84.86	0.0480	30.0	103.21	0.820	0.794	90.46	96.91	13495.3	11.4	1130.2	3.84	13.5	2.57	1072.0	0.43	3.79
44	0.0199	84.89	0.0475	30.0	102.94	0.820	0.797	90.65	97.64	13366.8	12.5	1148.0	3.91	13.2	2.36	1084.4	0.45	3.87
45	0.0211	85.01	0.0482	30.0	103.01	0.820	0.797	90.73	97.96	13578.6	13.1	1157.4	4.00	13.0	2.28	1080.6	0.48	4.00

C.5. Efecto de la presión de operación del absorbedor

Tabla C.4. Efecto de la presión de operación del absorbedor en los parámetros de eficiencia del absorbedor, a diferentes caudales de solución.

Exp. No.	P _{abs} kPa	Γ kg.m ⁻¹ .s ⁻¹	m _c kg.s ⁻¹	T _{c,in} °C	T _{s,in} °C	X _{s,in} (fracción en peso)	X _{s,out}	T _{c,out} °C	T _{s,out} °C	Re _c	Re _{pelicula}	Q W	m _{abs} g.s ⁻¹ .m ⁻²	ΔT _{sub,out} °C	ΔX %	h _s W.m ⁻² °C ⁻¹	Nu _{pelicula}	k _m ×10 ⁵ m.s ⁻¹
33*	30.1	0.0119	0.0482	80.05	103.15	0.820	0.781	86.95	93.57	12886.1	7.9	1396.9	3.92	14.6	3.89	1132.8	0.39	3.58
34*	30.1	0.0153	0.0482	80.02	103.14	0.821	0.788	87.41	94.99	12917.0	9.9	1495.5	4.31	14.3	3.35	1188.7	0.45	4.00
35*	30.0	0.0169	0.0482	80.05	103.63	0.820	0.789	87.66	95.25	12958.8	11.0	1540.2	4.39	14.3	3.09	1213.2	0.47	3.58
36*	30.0	0.0176	0.0482	80.06	103.28	0.820	0.790	87.70	95.37	12948.2	11.4	1545.2	4.49	14.2	3.05	1235.9	0.49	3.99
37*	30.0	0.0180	0.0481	80.05	103.17	0.820	0.790	87.78	95.58	12932.0	11.6	1560.1	4.53	14.2	3.00	1252.5	0.50	3.95
38*	30.0	0.0206	0.0482	80.04	103.17	0.820	0.793	87.94	96.33	12994.4	13.0	1600.7	4.63	13.9	2.69	1263.1	0.53	3.74
39*	30.0	0.0210	0.0482	80.04	103.00	0.820	0.794	87.94	96.40	12967.2	13.3	1599.9	4.71	13.9	2.68	1269.1	0.54	3.62
54	35.1	0.0116	0.0478	85.06	108.01	0.820	0.776	92.44	96.63	13617.7	8.4	1482.6	4.36	15.0	4.41	1414.0	0.47	4.03
55	35.0	0.0152	0.0479	85.05	108.10	0.820	0.782	92.94	97.74	13684.3	10.8	1589.3	4.87	15.0	3.77	1500.4	0.55	4.59
56	35.0	0.0183	0.0478	85.04	108.38	0.821	0.788	93.41	98.98	13690.0	12.6	1682.1	5.16	14.7	3.35	1544.3	0.61	4.97
57	35.1	0.0203	0.0478	85.02	108.03	0.821	0.789	93.51	99.55	13683.6	13.8	1704.2	5.34	14.5	3.14	1561.6	0.64	5.14
58	35.1	0.0210	0.0477	84.80	107.75	0.820	0.790	93.39	99.77	13643.0	14.5	1724.0	5.37	14.4	3.04	1568.5	0.65	5.17

* Mostrados en la Tabla C.3

M.E. Álvarez

Tabla C.5. Efecto de la temperatura de agua de enfriamiento a presiones de operación del absorbedor de 35 y 30 kPa.

Exp. No.	P _{abs} kPa	T _{c,in} °C	m _c kg.s ⁻¹	Γ kg.m ⁻¹ .s ⁻¹	T _{s,in} °C	X _{s,in} (fracción en peso)	X _{s,out}	T _{c,out} °C	T _{s,out} °C	Re _c	Re _{película}	Q W	m _{abs} g.s ⁻¹ .m ⁻²	ΔT _{sub,out} °C	ΔX %	h _s W.m ⁻² °C ⁻¹	Nu _{película}	k _m ×10 ⁵ m.s ⁻¹
59	35.0	78.12	0.0477	0.0210	107.76	0.821	0.784	89.58	97.34	12818.1	14.6	2295.9	6.55	15.7	3.68	1715.8	0.71	5.90
60	35.1	79.11	0.0478	0.0212	108.13	0.821	0.785	90.15	97.68	12962.8	14.7	2215.2	6.36	15.6	3.56	1673.2	0.69	5.86
61	35.0	80.08	0.0475	0.0211	107.84	0.821	0.786	90.71	98.08	13009.9	14.4	2120.4	6.24	15.3	3.51	1661.9	0.69	5.72
62	35.1	81.07	0.0479	0.0211	107.44	0.821	0.787	91.19	98.61	13237.7	14.5	2038.6	6.08	15.0	3.42	1650.5	0.68	5.58
63	35.1	82.08	0.0474	0.0210	107.91	0.820	0.787	91.88	98.77	13223.6	14.6	1950.9	5.90	14.9	3.33	1622.6	0.67	5.57
64	35.1	83.06	0.0480	0.0210	107.88	0.821	0.788	92.35	99.23	13493.0	14.4	1871.3	5.68	14.7	3.22	1582.8	0.65	5.40
65	35.1	84.07	0.0476	0.0211	107.82	0.820	0.789	93.04	99.65	13540.7	14.5	1797.9	5.52	14.4	3.11	1592.7	0.66	5.31
66	35.1	84.80	0.0477	0.0210	107.75	0.820	0.790	93.39	99.77	13643.0	14.5	1724.0	5.37	14.4	3.04	1568.5	0.65	5.17
20*	30.0	78.09	0.0482	0.0210	103.14	0.821	0.793	86.88	96.00	12735.6	13.3	1778.8	4.91	14.1	2.80	1318.7	0.56	4.66
21*	30.0	79.08	0.0481	0.0211	102.92	0.820	0.793	87.45	96.43	12826.4	13.3	1688.9	4.76	13.8	2.70	1295.3	0.55	4.54
22*	30.0	80.04	0.0482	0.0210	103.00	0.820	0.794	87.94	96.40	12967.2	13.3	1599.9	4.71	13.9	2.68	1269.1	0.54	4.50
23*	30.0	81.00	0.0482	0.0208	103.25	0.820	0.794	88.48	96.76	13095.7	13.2	1514.0	4.48	13.7	2.58	1218.2	0.51	4.39
24*	30.0	82.04	0.0481	0.0213	103.08	0.820	0.795	89.06	97.11	13206.3	13.4	1418.6	4.38	13.5	2.47	1186.8	0.51	4.30
25*	30.0	83.01	0.0482	0.0210	103.00	0.820	0.796	89.58	97.38	13340.0	13.2	1330.4	4.24	13.3	2.43	1151.6	0.49	4.17
26*	30.0	83.88	0.0480	0.0210	103.18	0.820	0.796	90.06	97.65	13382.7	13.2	1245.2	4.09	13.2	2.34	1097.3	0.47	4.09
27*	30.0	85.01	0.0482	0.0211	103.01	0.820	0.797	90.73	97.96	13578.6	13.1	1157.4	4.00	13.0	2.28	1080.6	0.48	4.00

* Mostrados en la Tabla C.2

C.6. Efecto de la concentración de solución

Tabla C.6. Efecto de la concentración de solución del absorbedor en los parámetros de eficiencia del absorbedor, a diferentes caudales máscicos de solución.

Exp. No.	$X_{s,in}$ (fracción en peso)	Γ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$	P_{abs} kPa	m_c $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$	$T_{c,in}$ $^{\circ}\text{C}$	$T_{s,in}$ $^{\circ}\text{C}$	$X_{s,out}$ (fracción en peso)	$T_{c,out}$ $^{\circ}\text{C}$	$T_{s,out}$ $^{\circ}\text{C}$	Re_c	$Re_{pelicula}$	Q W	m_{abs} $\text{g}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$	$\Delta T_{sub,out}$ $^{\circ}\text{C}$	ΔX %	h_s $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot^{\circ}\text{C}^{-1}$	$Nu_{pelicula}$	$k_m \times 10^5$ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$
67	0.749	0.0095	30.1	0.0483	71.19	90.03	0.717	75.43	85.11	11372.1	11.9	858.7	2.83	13.2	3.23	631.9	0.17	2.12
68	0.749	0.0106	30.1	0.0484	71.05	90.02	0.719	75.48	85.34	11366.1	13.3	897.1	2.96	13.2	3.03	658.6	0.18	2.23
69	0.749	0.0123	30.0	0.0482	71.04	90.01	0.722	75.69	86.09	11350.6	15.4	939.7	3.13	12.8	2.76	683.1	0.20	2.41
70	0.748	0.0149	30.1	0.0482	71.07	89.86	0.724	75.95	86.77	11372.9	18.6	985.6	3.29	12.5	2.42	719.5	0.22	2.59
71	0.748	0.0154	30.1	0.0482	70.86	90.13	0.724	75.84	86.65	11333.9	19.4	1005.6	3.36	12.6	2.38	724.2	0.23	2.67
72	0.748	0.0191	30.1	0.0482	71.04	90.06	0.728	76.27	87.65	11374.2	23.9	1055.9	3.51	12.1	2.02	763.1	0.26	2.87
73	0.748	0.0202	30.1	0.0483	71.06	89.95	0.729	76.35	87.93	11409.2	25.3	1070.1	3.55	12.0	1.93	773.9	0.26	2.91
74	0.748	0.0208	30.1	0.0483	71.08	90.01	0.729	76.36	88.05	11427.4	26.2	1070.7	3.61	11.9	1.90	769.5	0.27	2.98
40*	0.820	0.0106	29.9	0.0479	84.88	103.28	0.785	89.72	94.78	13416.6	7.0	972.7	3.15	14.0	3.51	951.4	0.32	2.99
41*	0.820	0.0137	30.0	0.0477	84.79	103.37	0.790	90.05	95.70	13378.3	8.8	1052.8	3.50	13.9	3.05	1008.8	0.37	3.37
42*	0.820	0.0161	30.0	0.0477	84.90	103.17	0.793	90.34	96.38	13398.2	10.3	1089.1	3.72	13.8	2.75	1050.1	0.41	3.60
43*	0.820	0.0179	30.0	0.0480	84.86	103.21	0.794	90.46	96.91	13495.3	11.4	1130.2	3.84	13.5	2.57	1072.0	0.43	3.79
44*	0.820	0.0199	30.0	0.0475	84.89	102.94	0.797	90.65	97.64	13366.8	12.5	1148.0	3.91	13.2	2.36	1084.4	0.45	3.87
45*	0.820	0.0211	30.0	0.0482	85.01	103.01	0.797	90.73	97.96	13578.6	13.1	1157.4	4.00	13.0	2.28	1080.6	0.48	4.00

* Mostrados en la Tabla C.2